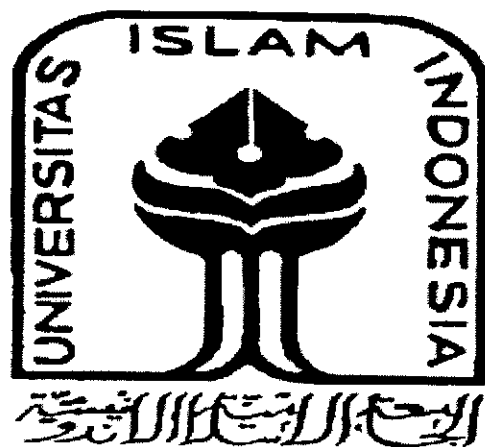


TUGAS AKHIR
PRA RANCANGAN PABRIK
PHTHALIC ANHYDRIDE PROSES VON HEYDEN
KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



DISUSUN

Oleh:

Nama : Retno Ayu K

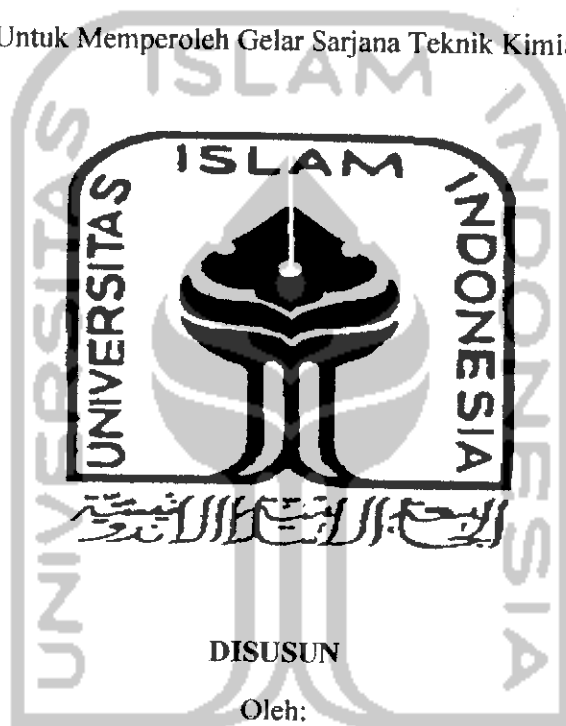
No. Mahasiswa : 07 521 002

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

2011

TUGAS AKHIR
PRA RANCANGAN PABRIK
PHTHALIC ANHYDRIDE PROSES VON HEYDEN
KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



DISUSUN

Oleh:

Nama : Retno Ayu K

No. Mahasiswa : 07 521 002

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

2011

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK PHTHALIC ANHYDRIDE
PROSES VON HEYDEN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN
TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama : Retno Ayu K

No. Mahasiswa : 07 521 002

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia <Bidang tуди/Konsentrasi> Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta , _____

Tim Penguji,

Drs., Ir. Faisal RM MSIE, Ph.D

Ketua

Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc.

Anggota I

Dra. Kamariah Anwar, MS

Anggota II

Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri




Universitas Islam Indonesia


Dra. Kamariah Anwar, MS

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK PHTHALIC ANHYDRIDE
PROSES VON HEYDEN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh:
Nama : Retno Ayu K
No. Mahasiswa : 07 521 002
Yogyakarta, Juli 2011
Menyetujui,
Pembimbing 1
Pembimbing 2


Faisal RM., Jr., Drs., MSIE., Ph.D.,


Ariany Zulkania, ST., MEng.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Tuhan atas segala berkat dan anugerah-Nya selama penulis melaksanakan penelitian dan juga selama menyusun laporan penelitian ini, sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan ini tepat pada waktunya.

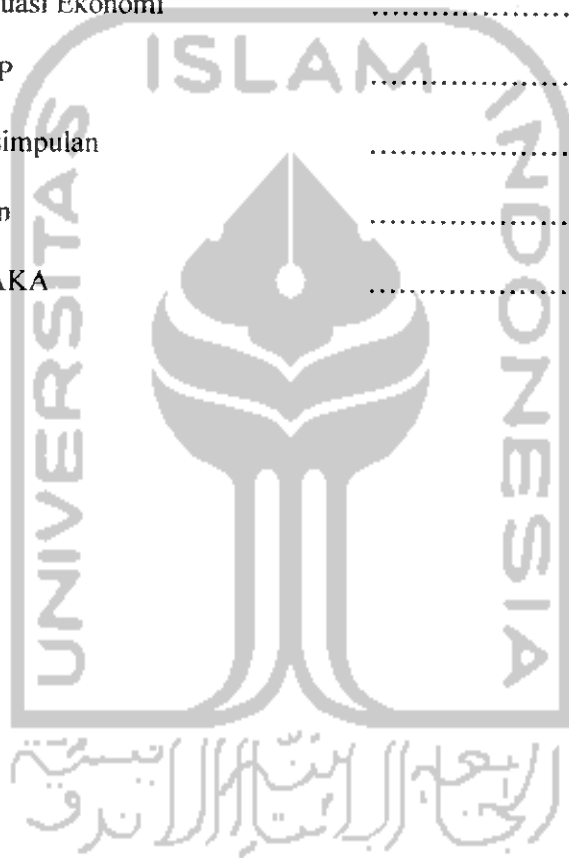
Penyelesaian laporan penelitian ini tidak terlepas dari bantuan dan dukungan dari berbagai pihak. Oleh sebab itu, penulis ingin menyampaikan ucapan dan rasa terima kasih kepada :

1. Bapak Faisal Faisal RM., Ir., Drs.,MSIE.,Ph.D., selaku dosen pembimbing I yang telah membantu dan membimbing saya dalam pembuatan dan penyusunan tugas akhir ini
2. Ibu Ariany Zulkania, ST., MEng selaku dosen pembimbing II yang telah membantu dan membimbing saya dalam pembuatan dan penyusunan tugas akhir ini
3. Orang tua dan keluarga penulis yang telah memberikan bantuan doa, bimbingan, kepercayaan, support dan materi.
4. Kepada teman-teman Teknik Kimia UII 07 yang sama-sama berjuang, terima kasih supportnya
5. Kepada Habibie yang telah menjadi semangatku
6. Semua pihak yang membantu, yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu.

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAANi
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBINGii
LEMBAR PERNYATAAN PENGUJIiii
KATA PENGANTARiv
DAFTAR ISIvi
DAFTAR TABELviii
DAFTAR GAMBARix
ABSTRAKSIx
BAB 1 PENDAHULUAN1
1.1 Latar Belakang Masalah1
1.2 Kapasitas Produksi3
1.3 Tinjauan Pustaka5
BAB 2 PERANCANGAN PRODUK21
2.1 Spesifikasi Produk21
2.2 Spesifikasi Bahan22
2.3 Pengendalian Kualitas23
BAB 3 PERANCANGAN PROSES25
3.1 Uraian Proses25
3.2 Spesifikasi Alat29
BAB 4 PERANCANGAN PABRIK48
4.1 Lokasi Pabrik48

4.2 Tata Letak Pabrik	51
4.3 Tata letak Mesin	52
4.4 Alir Proses dan Material	53
4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)	64
4.6 Organisasi Perusahaan	95
4.7 Evaluasi Ekonomi	120
BAB 5 PENUTUP	136
5.1 Kesimpulan	136
5.2 Saran	137
DAFTAR PUSTAKA	138
LAMPIRAN		



DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Perkembangan Ekspor Plasticizer Indonesia.....	2
Tabel 1.2 Data Konsumsi Phthalic Anhydride.....	4
Tabel 1.3 Konsumsi Total Plasticizer.....	10
Tabel 4.1 Neraca Massa di Gas Mixer.....	53
Tabel 4.2 Neraca Massa Reaktor.....	54
Tabel 4.3 Neraca Massa di Flash Drum 01	55
Tabel 4.4 Neraca Massa di Flash Drum 02	56
Tabel 4.5 Neraca Massa di Mixer 02.....	57
Tabel 4.6 Neraca Massa di Stripper.....	58
Tabel 4.7 Neraca Panas di Vaporizer.....	58
Tabel 4.8 Neraca Panas di HE-01.....	59
Tabel 4.9 Neraca Panas di HE-02.....	59
Tabel 4.10 Neraca Panas Reaktor.....	60
Tabel 4.11 Neraca Panas FD-01.....	60
Tabel 4.12 Neraca Panas Condencer.....	61
Tabel 4.13 Neraca Panas FD-02.....	61
Tabel 4.14 Neraca Panas Stripper.....	62
Tabel 4.15 Neraca Panas HE-03.....	63
Tabel 4.16 Neraca Panas HE-04.....	64
Tabel 4.17 Kebutuhan Listrik untuk Penerangan.....	83
Tabel 4.18 Kondisi Inlet dan Outlet Steam.....	85
Tabel 4.19 Perincian Jumlah Kayawan.....	112
Tabel 4.20 Perincian Gaji.....	115

DAFTAR GAMBAR

Gambar 4.2 Layout Pabrik.....	51
Gambar 4.3 Layout Alat Proses.....	52
Gambar 4.4 Diagram Alir.....	53
Gambar 4.5 Skema Pengolahan Air Sumur.....	74
Gambar 4.6 Skema Aliran Molten Salt.....	80
Gambar 4.7. Skema Pengolahan Limbah Gas.....	91



ABSTRACT

Preliminary design of Phthalic Anhydride for 45000 ton/year of capacities O-xylene and Air (oxygen) oxidation of Phthalic Anhydride with purity 99%. This plant is planned to be built in Tangerang, Banten. It covers 35000 m² of land and needs 146 employees. It works continually for 24 hours /day and 330 day/year.

This process is using Von Heyden Method. The process of reaction is exothermic using V₂O₅ as catalyst to produce Phthalic Anhydride in Fixed Bed Multitube Reactor at 350°C and 1,4 Atm. Process unit requires 5390.10 kg/hour of O-xylene and 96074.01 kg/hour of air, whereas utility unit needs 133223.9788 kg/hour water for cooling, 1152,576 kg/hour water for domestic, 97589,69147 kg/hour of steam, 194,403 KW electricity, 476,394 kg/hour of fuel oil,

Economic evaluation shows that Fixed Capital of Rp 165.474.829.874,14, profit before taxes Rp. 75.563.373.262,23 profit after taxes Rp.52.894.361.283,56. From feasibility studies result Break Even Point (BEP) of 45,33% (BEP requisite in Indonesia 40-60%), Shut Down Point (SDP) of 20,53% and Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) of 34%. Meanwhile Return on Investment Before Taxes (ROI_b) of 26% (ROI_b requisite for high risk plant > 44%) and Return on Investment After Taxes (ROI_a) of 18%. Pay Out Time Before Taxes (POT_b) 2,7 years (POT_b requires for high risk plant < 2 years) and Pay Out Time After Taxes (POT_a) 3,472% in a row. Based on this economic evaluation it can be concluded that Phthalic Anhydride Plant of 45000 ton/year is economically feasibility.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri di Indonesia, khususnya industri kimia terus meningkat secara terintegrasi, baik industri yang menghasilkan produk jadi maupun produk antara. Pendirian pabrik kimia ini sangat penting karena dapat mengurangi ketergantungan kita terhadap luar negeri yang pada akhirnya dapat mengurangi pengeluaran devisa negara untuk mengimpor bahan tersebut.

Meskipun bahan baku bagi industri hilir sebagian telah dipenuhi di dalam negeri, namun secara keseluruhan masih ada bahan baku industri hilir yang harus diimpor dari luar negeri. Oleh karena itu, agar swasembada dalam bidang industri dapat tercapai, maka perlu dibangun industri antara yang dapat menyediakan bahan baku bagi industri hilir di Indonesia.

Memasuki era perdagangan bebas AFTA (Asean Free Trade Area) 2003, industri-industri dituntut untuk terus berkembang dan meningkatkan kualitas produknya agar dapat tetap bertahan dan mampu bersaing. Sepanjang tahun 2002 pemanfaatan kapasitas produksi industri hilir mulai ditingkatkan, sehingga tidak mengherankan apabila pada tahun 2002 lalu terdapat beberapa produk yang produksinya mulai meningkat dan salah satunya adalah phthalic anhydride.

Phthalic anhydride adalah senyawa organik sintetis, yang merupakan produk intermediate sebagai bahan baku pembuatan DOP (dioctyl phthalate) yang

lazim digunakan sebagai zat pelunak / plasticizer yang dipakai pada proses pembuatan PVC, kulit sintetis dan lain sebagainya. Selain itu phthalic anhydride juga digunakan dalam pembuatan UPR (unsaturated polyester resin), alkyd resin, bahan pewarna tertentu serta digunakan sebagai bahan campuran dalam pembuatan herbisida, polyester polyol, diallyl phthalates dan isotonic anhydride.

Selama ini produk plasticizer selain dipasarkan di dalam negeri juga diekspor ke mancanegara. Sejak tahun 1996 sampai tahun 1999 ekspor plasticizer Indonesia mengalami penurunan akibat krisis ekonomi yang berkepanjangan. Tetapi pada tahun 2000 lalu ekspor plasticizer mengalami lonjakan yang sangat tinggi yaitu mencapai sekitar 50 kali lipat dibandingkan tahun 1999. Selengkapnya perkembangan ekspor plasticizer Indonesia seperti yang terlihat pada tabel 1.1 (CIC, 1 Juli 2001) :

Tabel 1.1

Perkembangan Ekspor Plasticizer Indonesia

Tahun	Volume (kg)	Nilai (USD)
1996	7.126.334	7.162.714
1997	3.595.797	3.147.459
1998	2.405.750	1.841.960
1999	1.764.948	759.769
2000	66.051.782	40.541.088

Sumber : BPS, diolah Indochemical

Lonjakan ekspor plasticizer tersebut diantaranya disebabkan oleh melonjaknya ekspor DOP dari sebesar 1.700 ton pada tahun 1999 menjadi 63.793 ton pada tahun 2000 (CIC, 1 Juli 2001). Hal ini menunjukkan peningkatan produksi phthalic anhydride sebagai bahan baku DOP. Mengingat hingga saat ini phthalic anhydride hanya diproduksi oleh PT Petrowidada Gresik, maka diperlukan pendirian pabrik baru untuk menambah jumlah produksi seiring dengan mulai meningkatnya industri pengonsumsi phthalic anhydride.

1.2 Kapasitas Produksi

Besarnya kapasitas produksi pabrik phthalic anhydride ini ditentukan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- **Prospek pasar dan kebutuhan dalam negeri**

Permintaan terhadap phthalic anhydride diperkirakan akan terus meningkat sehubungan dengan perkembangan sektor industri-industri konsumennya seperti industri DOP, alkyd resin, polyester resin, dan lain-lain. Industri DOP sebagai konsumen phthalic anhydride terbesar dibanding industri lainnya, saat ini telah berkembang dengan terbukanya pasar DOP atmu hasil produksi Indonesia sehingga selain untuk konsumsi sendiri, DOP juga diekspor.

Perkembangan konsumsi phthalic anhydride di Indonesia dapat dilihat pada tabel berikut ini :

1.3. Tinjauan Pustaka

1.3.1. Macam-macam Proses

Phthalic Anhydride pertama kali dibuat oleh Laurent pada tahun 1836 dengan cara mengoksidasi 1,2,3,4 tetrachloro naphthalene dengan asam sitrat. Perkembangan selanjutnya adalah mengoksidasi sejumlah kecil ortho tersubstitusi pada fase cair dengan menggunakan zat pengoksidasi yang mahal seperti asam sitrat atau chromat. Pada akhir abad 19 pembuatan phthalic anhydride dipatenkan oleh BASF di Jerman. Berbagai perbaikan proses, termasuk dengan menggunakan asam sulfat terus dikembangkan berikut berbagai senyawa pengoksidasi dan berbagai katalis juga ikut diujicobakan. Pada tahun 1917 baik di Amerika Serikat maupun Jerman proses oksidasi katalitik mulai dikembangkan.

Sampai saat ini ada 5 jenis proses pembuatan phthalic anhydride yang digunakan, antara lain :

1. Oksidasi o-xylene fase cair

Proses ini dikembangkan secara komersial oleh Rhone-Progil di Perancis dengan kapasitas 23.000 ton/tahun. Phthalic anhydride yang dihasilkan dari pabrik ini digunakan sebagai bahan baku terephthalic acid.

↓ Keuntungan proses ini :

- Suhu operasi rendah sekaitar 150-240 °C dengan katalis kombinasi Co-Mn-Br.
- Yield yang dihasilkan tinggi, mancapai 88 %
- Konversi 85-90%

↳ Kerugian proses ini :

- Katalis mudah terdeaktivasi
- Perlu alat yang dinamakan dehydrator yang harganya mahal sehingga pengoperasiannya perlu biaya tinggi.

2. Oksidasi naphthalene pada reactor fluidized bed

Proses ini dikenal dengan proses Sherwin-Williams yang telah dikembangkan oleh 3 pabrik di Inggris dan Amerika Serikat.

↳ Keuntungan proses ini :

- Katalis yang digunakan yaitu V_2O_5 mempunyai umur panjang.
- Suhu operasinya tidak terlalu tinggi sekitar 340-385 °C

↳ Kerugian proses ini :

- Terjadinya kehilangan katalis
- Sulit pengoperasian dan pengendalian suhunya karena reaksi yang terjadi sangat eksotermis
- Walaupun konversi naphthalene tinggi namun yieldnya rendah

Karena kerugian tersebut maka sejak tahun 1962 proses ini mulai ditinggalkan.

3. Oksidasi fase uap suhu tinggi

Proses ini dikenal dengan sebutan proses Monsanto. Sebagai bahan baku digunakan o-xylene, naphthalene atau keduanya.

↓ Keuntungan proses ini :

- Dihasilkan produk samping berupa maleic anhydride yang jika direcovery akan mempunyai harga jual tinggi.

↓ Kerugiannya proses ini :

- Suhu operasinya tinggi, sekitar 400-475 °C
- Yieldnya rendah hanya sekitar 62-72 %
- Konversi hanya 65%

4. Proses Von Heyden

Pada proses ini phthalic anhydride dibuat melalui oksidasi fase uap katalitik dari o-xylene, naphthalene atau campuran keduanya dengan menggunakan reaktor fixed bed multitube. Proses ini dikembangkan secara komersial oleh Lurgi Öl Gas Chemie GmbH di Frankfurt dengan kapasitas produksi 20.000 – 75.000 ton/th dan kapasitas maksimal 140.000 ton/th.

↓ Keuntungan proses ini :

- Energi yang diperlukan dalam proses ini cukup rendah dengan suhu operasi sekitar 340-360 °C pada tekanan atmosferik.
- Digunakan katalis V_2O_5 yang berumur panjang
- Off-gas minimal karena perbandingan bahan bakunya yaitu o-xylene / naphthalen dan udara, yang digunakan cukup besar.
- Yield yang didapatkan tinggi, yaitu 110-112 kg phthalic anhydride dari 100 kg oxylene murni atau 97-99 kg phthalic anhydride dari 100 kg naphthalene.

- Konversi proses ini adalah 98-99,8%

(Hydrocarbon Processing, Maret 2001)

↓ Kerugian proses ini :

- Karena digunakan o-xylene atau naphthalene dan udara sebagai bahan baku maka harus sangat hati-hati dalam mengatur perbandingan reaktannya sebab dapat mengakibatkan kebakaran dan ledakan.

5. Proses VGR (*Vent Gas Recycle*)

Dalam proses ini digunakan o-xylene dan carrier gas (campuran udara dan gas recycle) sebanyak 85 g o-xylene/m³ dengan konsentrasi oksigen yang rendah, yaitu 10 % volume sehingga diperlukan katalis yang dapat bekerja pada konsentrasi oksigen yang rendah. Proses VGR telah dikembangkan secara komersial oleh Nippon Shokubai Kagaku Kogyo Co., Ltd. di Jepang dengan kapasitas produksi 40.000 ton/th.

↓ Keuntungan proses ini :

- Dihasilkan yield yang cukup tinggi, yaitu 114-116 % berat dari 100 % berat o-xylene murni
- Operasinya aman, karena kemungkinan gas reaksi terbakar kecil, selain itu phthalic anhydride dapat dilelehkan tanpa pre-blowing gas inert

- Hemat energi, karena energi yang diperlukan untuk kompresi gas dapat dikurangi dan steam tekanan tinggi direcovery
- Konversi yang mencapai 99%

(Hydrocarbon Processing Magazine, Oktober 1983)

↓ Kerugian proses ini :

- Kurang efisien apabila diterapkan pada pabrik phthalic anhydride berkapasitas rendah karena off-gas yang dihasilkan juga rendah.

Berdasarkan 5 metode yang telah dijelaskan diatas, maka diputuskan untuk menggunakan metode Von Heyden untuk Pra Rancangan Pabrik Phthalic Anhydride dikarenakan dengan metode ini kita akan mendapatkan konversi yang tinggi dengan resiko yang kecil, serta sangat ekonomis.

1.3.2. Kegunaan Produk

Phthalic anhydride adalah salah satu bahan intermediate untuk industri plastik, dan sebagian besar digunakan sebagai bahan baku pembuatan dioctyl phthalate (DOP), yaitu salah satu jenis plasticizer yang paling banyak digunakan. Plasticizer adalah senyawa organik yang ditambahkan pada plastik untuk mempermudah dalam pembentukannya, memperbaiki sifat-sifat plastik dan untuk menambah sifat-sifat yang tidak terdapat pada resin. Adanya plasticizer akan mengurangi viskositas, mempermudah dalam pembuatan dan pencetakan serta menjadikan produk lebih fleksibel (Shreve, 1977).

Industri yang menggunakan plasticizer dan jumlah konsumsinya dapat dilihat pada tabel 1.3 :

Tabel 1.3

Konsumsi Total Plasticizer menurut Industri Pemakai (ton)

Industri	Tahun						
	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002*)
Kulit imitasi	21.582	21.829	11.273	11.511	13.265	14.366	15.802
PVC sheet	3.238	3.271	1.974	2.190	2.413	2.710	2.986
Kabel	10.207	10.523	5.842	6.222	6.763	7.189	7.513
Pipa PVC	17.595	18.001	14.350	14.500	16.000	16.800	17.889
Alas kaki	3.354	2.932	714	1.786	2.000	2.100	2.194
Lain-lain	6.409	9.057	2.095	3.917	4.283	9.097	11.103
Total	62.384	65.613	36.249	40.126	44.725	52.262	57.488

*) Angka perkiraan

Diolah oleh Indochemical (CIC, 16 Desember 2002)

Selain untuk plasticizer, phthalic anhydride juga digunakan dalam pembuatan unsaturated polyester resin (UPR), alkyd resin, bahan pewarna tertentu serta bahan campuran dalam produk-produk kimia tertentu seperti herbisida, polyester polyol, diallyl phthalate dan isotonic anhydride (CIC, 1 Januari 2003).

Polyester resin digunakan untuk memperkuat bahan-bahan dari plastik, untuk komponen otomotif, peralatan listrik, lapisan pelindung pipa, dll. Alkyd resin adalah salah satu resin sintetik yang digunakan untuk pelapis organik dan sebagian besar dipakai pada industri cat (Kirk & Othmer, 1978).

1.3.3. Sifat Fisis & Kimia

A. Bahan baku

1. O-xylène

Rumus molekul : $(\text{CH}_3)_2\text{C}_6\text{H}_4$

BM (g/mol) : 106,16

Wujud (25 °C) : cair

Warna : jernih / tidak berwarna

Viskositas (cp) : - 1,105 (0 °C)

- 0,876 (16 °C)

- 0,81 (20 °C)

- 0,627 (40 °C)

(Handbook of Chemistry & Physics)

Titik didih (°C) : 144

Titik beku (°C) : -25

Berat jenis (20 °C) : 0,88 g/ml

Kelarutan dalam 100 bagian - air : tidak larut

- alkohol : larut

- eter : larut dalam semua bagian (~)

(Perry, 1984)

2. Udara

Wujud (25 °C) : gas

Kenampakan : tak berwarna

Komposisi (bebas kotoran) - N₂ : 79 % volume
- O₂ : 21 % volume

a. Nitrogen

Sifat fisis :

Rumus molekul : N₂

BM (g/mol) : 28,013

Wujud (25 °C) : gas

Warna : tidak berwarna
(Handbook of Chemistry & Physics)

Titik didih (°K) : 77,4 (1 atm)

: 104,442 (10 atm)

Titik beku (°K) : 63,3

Suhu kritis (°K) : 126

Tekanan kritis (atm) : 33,5

Vol. kritis (cm³/gmol) : 89,5

Berat jenis (g/ml) : 1,149 (25 °C)

(Perry, 1984.)

b. Oksigen

Sifat fisis :

Rumus molekul : O₂

BM (g/mol) : 32

Wujud (25 °C) : gas

Warna	: tidak berwarna (Handbook of Chemistry & Physics)
Titik didih (°K)	: 90,2 (1 atm) : 119,5 (10 atm)
Titik beku (°K)	: 55,4
Suhu kritis (°K)	: 154,6
Tekanan kritis (atm)	: 49,8
Vol. kritis (cm ³ /gmol)	: 73,4
Berat jenis (g/ml)	: 1,237 (30 °C) (Perry, 1984.)

Sifat kimia :

Oksigen beraksi dengan semua elemen lain pada kondisi tertentu kecuali gas mulia helium, neon, dan argon yang dikenal sebagai reaksi pembakaran. Sebagian besar material harus dipanaskan hingga temperatur tertentu untuk memulai reaksi. Tetapi dengan adanya uap air, reaksi oksigen sering terjadi secara perlahan.

B. Produk Utama

Phthalic anhydride

1. Sifat Fisis :

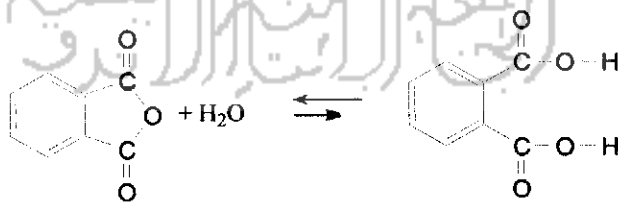
Rumus molekul	: C ₆ H ₄ (CO) ₂ O
BM (g/mol)	: 148,11
Wujud (30 °C)	: cair

Warna	: putih
Titik didih (°C)	: 284,5 (pd tek.atmosfer) 197 (pd 75 mmHg /10 kPa)
Titik leleh (°C)	: 130,8
Titik nyala (°C)	: 152
Suhu kritis (°C)	: 537
Tekanan kritis (atm)	: 47
Berat jenis (g/ml)	: 1,527 (4°C)
Kelarutan dalam air (g/100 g air)	- pd 25 °C : 0,6 - pd 100 °C : 16,5

(Kirk and Othmer, 1978)

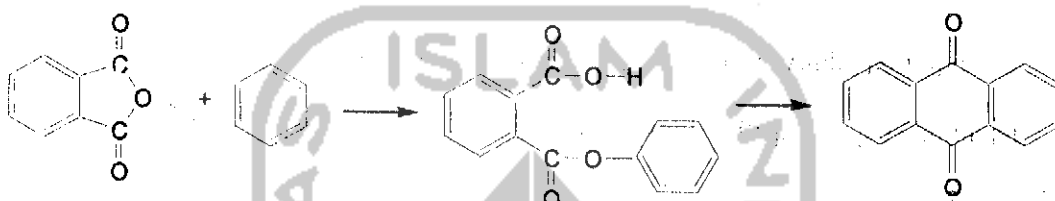
2. Sifat Kimia

- Phthalic anhydride dalam fase cair mengalami reaksi hidrasi dengan air membentuk asam phthalic yang bersifat eksotermis reversibel. Phthalic anhydride juga bereaksi dengan air pada fase padatnya namun berlangsung sangat lambat.



- Bereaksi dengan alkohol membentuk monoester

- Bereaksi dengan benzene dan aluminium chloride pada 75 °C diikuti dengan penambahan asam sulfat pada 150 °C (reaksi Friedel-Crafts) membentuk anthraquinone dengan katalis AlCl_3



(Faith dkk & Mc. Ketta Vol. 33,36)

1.3.4 Tinjauan Proses secara Umum

Reaksi pembuatan phthalic anhydride dari o-xylene dan oksigen adalah reaksi oksidasi. Secara umum pengertian reaksi oksidasi adalah reaksi yang menyebabkan naiknya bilangan oksidasi. Hal tersebut disebabkan oleh adanya perpindahan elektron dari suatu atom atau senyawa sehingga atom atau senyawa tersebut berubah muatannya menjadi semakin positif. Kebalikan reaksi oksidasi adalah reaksi reduksi dimana perubahan muatan adalah semakin negatif yang menyebabkan turunnya bilangan oksidasi. Biasanya reaksi oksidasi suatu atom atau senyawa tidak berlangsung sendirian tetapi diikuti reaksi reduksi dari atom atau senyawa lain.

Pada senyawa organik, pengertian reaksi oksidasi adalah peningkatan bilangan oksidasi atau senyawa karena adanya peningkatan atom-atom

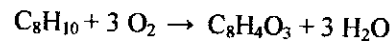
pengoksidasi seperti oksigen, nitrogen, halida atau sulfat pada atom karbon. Reaksi oksidasi senyawa organik biasanya tidak mewakili golongan reaksi yang terpisah melainkan lebih mewakili perubahan yang mungkin mengikuti reaksi lainnya seperti adisi, substitusi maupun eliminasi. Kebalikan dari reaksi oksidasi senyawa organik sering disebut reaksi hidrogenasi, yaitu terikatnya atom hidrogen pada atom karbon.

Penentuan keadaan oksidasi senyawa organik dimulai dengan anggapan mula-mula atom karbon dalam keadaan oksidasi nol. Dengan adanya atom yang lebih elektronegatif dari atom karbon yang membentuk ikatan dengan atom karbon (oksigen, nitrogen, klor, brom, fluor dan sulfur) maka akan meningkatkan keadaan oksidasi atom karbon dari nol menjadi positif.

Apabila yang terjadi adalah kebalikan peristiwa di atas, yaitu jika ada atom yang muatannya lebih elektropositif dari atom karbon, yang terikat pada atom karbon tersebut maka akan menurunkan keadaan oksidasi atom karbon. Hal yang demikian disebut reaksi reduksi senyawa organik. Atom yang lebih elektropositif dari atom karbon misalnya adalah atom hidrogen, oleh karenanya reaksi reduksi senyawa organik sering disebut reaksi hidrogenasi.

Reaksi oksidasi senyawa organik sering diikuti dengan putusya rantai karbon atau pecahnya rantai lingkaran untuk membentuk senyawa yang lebih sederhana. Jika senyawa organik dioksidasi secara berkelanjutan pada akhirnya akan terbentuk senyawa-senyawa yang sederhana seperti H_2O , CO_2 dan CO . Reaksi oksidasi hidrokarbon dengan zat pengoksidasi seperti oksigen sampai terbentuk senyawa H_2O , CO_2 atau CO sering disebut reaksi pembakaran.

Jika ditinjau reaksi oksidasi o-xylene pada fasa gas membentuk phthalic anhydride sebagai berikut :



Pada reaksi diatas atom oksigen akan menyerang gugus metil pada o-xylene sehingga akan terbentuk gugus asam karboksilat anhydride.

Dengan adanya atom oksigen yang berikatan dengan atom karbon maka akan meningkatkan keadaan oksidasi atom karbon mengingat atom oksigen lebih elektronegatif daripada atom karbon.

Masalah dasar pada oksidasi aromatik dengan oksigen / udara yaitu diperlukan temperatur reaksi yang relatif tinggi karena senyawanya stabil. Ketika reaksi mulai terjadi, produk intermediate yang terjadi kurang stabil dan reaksi akan berlanjut sampai terbentuk air dan CO₂. Selanjutnya panas reaksi akan bertambah tinggi sehingga kenaikan temperatur menjadi tidak terkontrol.

Masalah ini dapat diatasi dengan cara :

1. menggunakan katalis yang dapat menurunkan suhu reaksi dan menambah selektivitas reaksi
2. operasi dilakukan pada fase cair (larutan pekat) sehingga panas akan diserap dan kenaikan temperatur dapat dikurangi
3. menggunakan sistem perpindahan panas dalam reaktor yang efisien untuk mengontrol temperatur reaksi

Reaksi oksidasi aromatik terjadi baik dalam fase gas atau fase cair (Mc.Ketta Vol.33). Reaksi oksidasi dalam fase cair digunakan untuk senyawa

Reaksi oksidasi aromatik terjadi baik dalam fase gas atau fase cair (Mc.Ketta Vol.33). Reaksi oksidasi dalam fase cair digunakan untuk senyawa kompleks dengan berat molekul yang besar dan zat pengoksidasinya non volatil, temperatur reaksi rendah dan reaksi dikontrol dengan cara :

- ↓ membatasi waktu operasi
- ↓ mengontrol temperatur reaksi
- ↓ membatasi jumlah zat pengoksidasi

Reaksi oksidasi dalam fase gas digunakan untuk zat yang volatil dan mempunyai stabilitas termal yang cukup untuk mencegah terjadinya disosiasi pada temperatur yang tinggi. Produk yang dihasilkan bersifat stabil secara termal untuk mencegah terjadinya oksidasi lanjut. Temperatur reaksi biasanya tinggi dan digunakan katalis fase padat atau gas.

Reaksi dapat dikontrol dengan cara :

- membatasi waktu kontak
- mengontrol temperatur reaksi

- membatasi jumlah oksigen
- memilih katalis yang sesuai

(Groggins, 1958)

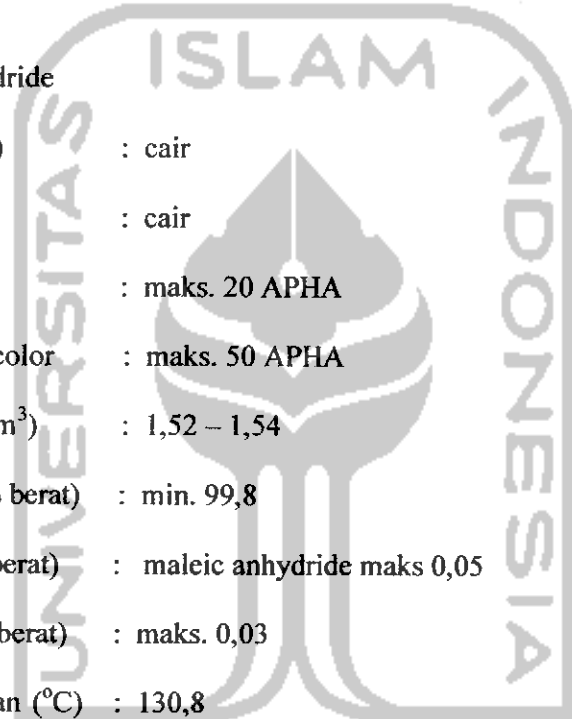


BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

a. Phthalic anhydride



Wujud (30 °C)	: cair
Bentuk	: cair
Molten color	: maks. 20 APHA
After heating color	: maks. 50 APHA
Densitas (gr/cm ³)	: 1,52 – 1,54
Kemurnian (% berat)	: min. 99,8
Impuritas (% berat)	: maleic anhydride maks 0,05
Kadar abu (% berat)	: maks. 0,03
Suhu pemadatan (°C)	: 130,8
Kelarutan	: larut seluruh bagian dalam benzene

(Manual Operating Book, PT Petrowidada, Gresik, 2004)

b. Maleic anhydride

Wujud (30 °C)	: cair
Bentuk	: serpihan (flake)
Molten color	: maks. 10 APHA

Kemurnian (% berat) : min. 99,5

Kadar abu (ppm) : kurang dari 50

Suhu pematatan ($^{\circ}\text{C}$) : 52,5

Kelarutan (pada 80°C) : 16,3 kg / 100 kg air

(Kirk and Othmer, 1978)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

a. O-xylene

Wujud (1 atm, 25°C) : cair

Warna : tidak berwarna

Densitas (gr/cm^3) : 0,881

Kemurnian (% berat) : min. 98

Impuritas (% berat) : m-xylene maks. 2

b. Udara

Wujud (25°C) : gas

Kenampakan : tak berwarna

Density udara (kg/m^3) : 1,2928

Komposisi udara pada umpan dapat dilihat pada tabel sebagai berikut :

Tabel 2.1. Komposisi Udara Umpan

Komponen	Komposisi (% mol maks.)
N ₂	78
O ₂	21

2.3 Pengendalian Proses

Setelah perencanaan produksi dijalankan maka perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal, untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

a. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku yang jelek, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor/analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan.

b. Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat yang terlalu lama dan lain-lain.

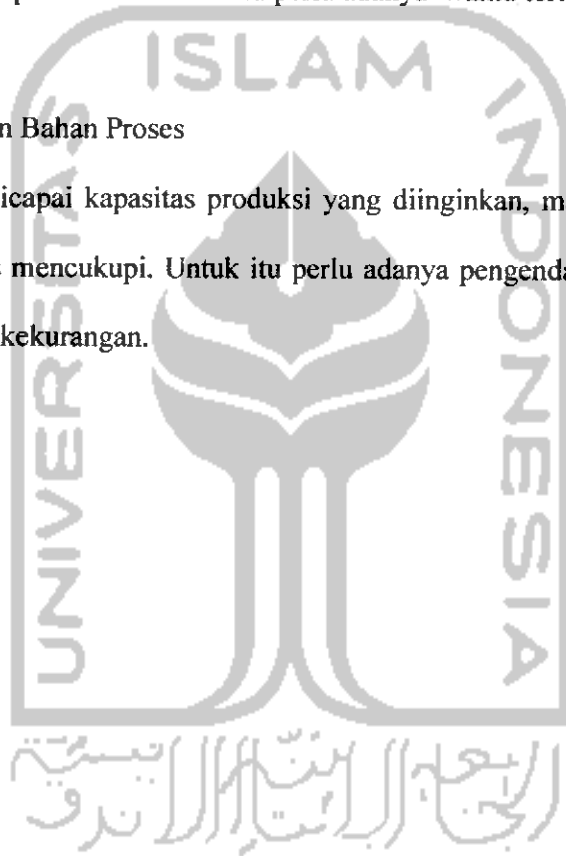
Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan keadaan yang ada.

c. Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

d. Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Untuk itu perlu adanya pengendalian proses agar tidak terjadi kekurangan.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

1. Tahap pengolahan bahan baku

a. O-xylene

Bahan baku o-xylene ditampung dalam Liquid Vessel Tank T-01 pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm. Tangki penampung ini berfungsi untuk menampung o-xylene serta mengendapkan impuritas yang terdapat didalamnya berdasarkan perbedaan densitas. Dari tangki ini o-xylene dipompa keluar menggunakan pompa sentrifugal P-01 dan dialirkan ke vaporizer V-01 untuk mengubah fasa o-xylene menjadi gas. Sebagai medium pemanas vaporizer digunakan hot condensate yang dihasilkan oleh Air pre-Heater HE-01. O-xylene keluar Vaporizer dengan temperatur pada titik gelembungnya yaitu 156,6 °C dan tekanan 1,3 atm, dikarenakan pada setiap perancangan Vaporizer umpan yang masuk teruapkan 80% maka ada fase gas dan cairan, maka perlu dipisahkan di Separator SP-01. Pada Separator dipisahkan fase gas dan cairan, fase gas 80% dan cairan 20%, yang berupa cairan di recycle dengan umpan yang akan masuk ke dalam Vaporizer sehingga jumlah yang keluar dari Separator sama dengan jumlah

yang yang keluar dari tangki penyimpanan bahan baku O-Xylene. Kemudian gas o-xylene ini dialirkan ke dalam Gas Mixer M-01 untuk dicampur dengan udara.

b. Udara

Udara dari atmosfer dengan temperature 30 °C, setelah melewati penyaring udara F-01 untuk menghilangkan debu dan kotoran yang dapat menghambat kerja katalis, dinaikkan tekanannya dengan menggunakan Air Blower B-02 hingga mencapai tekanan 1,3 atm. Sebelum masuk Gas Mixer M-01, udara dipanaskan terlebih dahulu hingga suhu 156,6 °C dalam Air Pre-Heater HE-01.

c. Pencampuran o-xylene dengan udara

Proses pencampuran o-xylene dengan udara berlangsung dalam Gas Mixer Ventury Type M-01. Rasio o-xylene dengan udara adalah sekitar 70 gr/m³, dimana konsentrasi ini berada dibawah ambang batas ledakan. Campuran ini kemudian dipanaskan hingga mencapai suhu 340 °C menggunakan hot oiltherm dalam Gas Heater HE-02, lalu masuk ke dalam Fixed Bed Multitube Catalytic Reactor R-01 pada tekanan 1,3 atm. Adanya pengontrol rasio memungkinkan untuk mendapatkan rasio udara dan o-xylene secara tetap. Hal ini penting dilakukan untuk mencegah terjadinya ledakan.

2. Tahap oksidasi

Campuran gas melewati reaktor R-01 pada sisi tube dengan suhu masuk 340 °C, dimana terjadi reaksi oksidasi dengan bantuan katalis vanadium

pentaoksida V_2O_5 . Reaksi yang terjadi dalam tube reaktor ini sangat eksotermis pada suhu 340 – 360 °C. Pada bagian shell reaktor R-01 dialirkan pendingin yang tahan terhadap suhu tinggi, yaitu molten salt.

Pendingin garam mengalir dalam shell reaktor dengan pompa sirkulasi garam P-02. Salt yang diisikan ke dalam reaktor harus dijaga kandungan ion Cl-nya karena apabila melebihi 0,04 % maka akan terjadi korosi pada dinding shell dan tube reaktor yang berakibat kebocoran pada reaktor. Jika salt ini bereaksi dengan salah satu gas hasil reaksi reaktor yaitu toluic acid akan membentuk tri nitro toluene (TNT) yang pada konsentrasi tertentu dapat menyebabkan ledakan.

Hasil reaksi yang berupa gas, sebagian besar terdiri dari phthalic anhydride. Gas ini keluar dari reaktor pada suhu 350 °C, kemudian masuk ke Condencer (CN-01) hingga mencapai suhu 132 °C.

3. Proses Separasi

Tahapan proses separasi ada 2, antara lain :

1) Flashing

Proses flashing dilakukan melalui 2 tahap yaitu dalam F-01 dan F-02. Pada tahap ini, hasil reaksi yang masih mengandung uap sebesar 99,29792% berat dan cair sebesar 0,70208% berat dipisahkan menggunakan alat vertical flash 1 (F-01) supaya fase uap dapat terpisah dari fase cairnya. Hasilnya (suhu 132°C dan tekanan 1,15 atm) berupa, fase cair akan keluar sebagai hasil bawah dan fase uap keluar sebagai hasil atas. Fase cair sebagian besar berupa PA (Phthalic

Anhydride) dan sedikit MA(Maleic Anhydride), karbon dioksida, karbon monoksida, air dan sisa reaktan (nitrogen, oksigen dan o-xylene). Sedangkan fase uap sebagian besar berupa MA(Maleic Anhydride), karbon dioksida, karbon monoksida, air dan sisa reaktan (nitrogen, oksigen dan o-xylene) dan sebagian kecil PA (Phthalic Anhydride). Karena hasil atas F-01 masih mengandung PA (Phthalic Anhydride), maka hasil atas ini perlu dilakukan proses flashing kembali yaitu dalam vertical flash 1 (F-02). Tetapi, sebelum masuk ke dalam F-02, campuran uap ini perlu dikondensasi dalam kondensor CN-02. Keluar dari kondensor E-03, hasil reaksi berupa campuran cair-uap pada suhu 65°C dan tekanan 1,1 atm dan memiliki konsentrasi uap sebesar 99,71897% berat. Selanjutnya, campuran masuk ke dalam vertical flash 1 (F-02). Hasilnya (suhu 65°C dan tekanan 1,1 atm) berupa, fase cair akan keluar sebagai hasil bawah dan fase uap keluar sebagai hasil atas. Fase cair sebagian besar berupa PA (Phthalic Anhydride) dan sedikit MA(Maleic Anhydride), karbon dioksida, karbon monoksida, air dan sisa reaktan (nitrogen, oksigen dan o-xylene). Sedangkan fase uap sebagian besar berupa MA(Maleic Anhydride), karbon dioksida, karbon monoksida, air dan sisa reaktan (nitrogen, oksigen dan o-xylene) dan sebagian kecil PA (Phthalic Anhydride), ini merupakan off gas.

2) Stripping

Hasil bawah F-01 dan F-02 masuk ke dalam mixer untuk dicampur dan selanjutnya dipompa menggunakan pompa P-03 dan P-04 menuju Phthalic Anhydride Stripper (ST-01). Umpan masuk ke dalam stripper berupa fasa cair

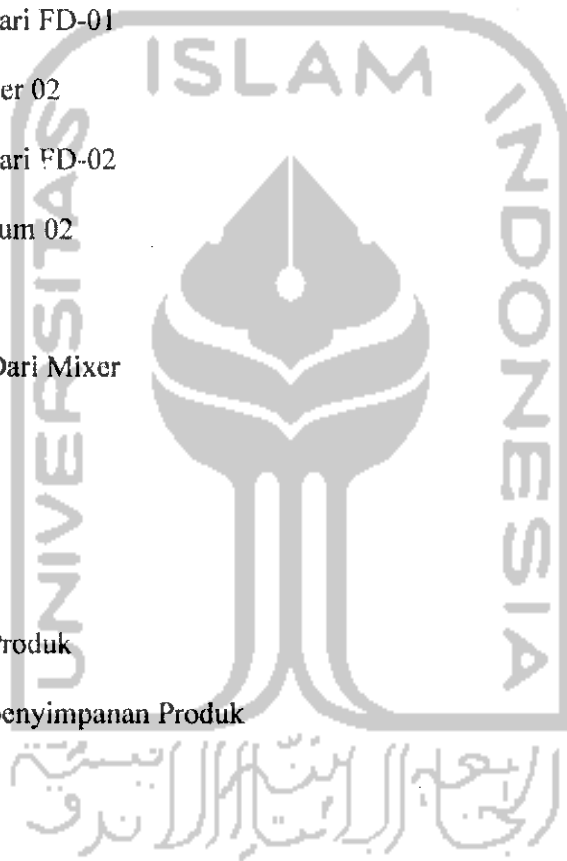
pada suhu 112°C dan tekanan 1,115 atm. Umpan ini sebagian besar berupa PA (Phthalic Anhydride) dan sedikit MA (Maleic Anhydride), karbon dioksida, karbon monoksida, air dan sisa reaktan (nitrogen, oksigen dan o-xylene). Pada stripper ini, umpan dipisahkan berdasarkan titik didih masing – masing komponen murninya. Hasil atas kolom stripper keluar berupa fase uap pada suhu 207,04°C dan tekanan 1,115 atm. Hasil atas berupa sebagian besar MA (Maleic Anhydride), karbon dioksida, karbon monoksida, air dan sisa reaktan (nitrogen, oksigen dan o-xylene) dan sedikit PA (Phthalic Anhydride). Hasil atas ini merupakan off gas, sebelumnya masuk ke heater sehingga suhu keluarannya 30°C. Sedangkan hasil bawah kolom Stripper keluar berupa fasa cair pada suhu 289,6841°C dan tekanan 1,165 atm. Hasil bawah berupa sebagian besar PA (Phthalic Anhydride) dan sedikit MA (Maleic Anhydride). Hasil bawah ini merupakan produk utama yaitu PA (Phthalic Anhydride) cair, kemudian masuk kedalam HE-04 sehingga suhu produk Phthalic Anhydride masuk ke tangki penyimpanan produk adalah 30°C.

3.2. Spesifikasi Alat

Alat proses yang dirancang :

1. Tangki penyimpanan bahan baku
2. Pompa O-Xylene
3. Separator
4. Blower

5. HE-01
5. HE-02
7. Reaktor
8. Pompa molten salt
9. Condencer 01
10. Flash Drum 01
11. Pompa dari FD-01
12. Condencer 02
13. Pompa dari FD-02
14. Flash Drum 02
15. Mixer
16. Pompa Dari Mixer
17. Stripper
18. HE-03
19. HE-04
20. Pompa Produk
21. Tangki penyimpanan Produk



3.2.1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku

- Nama alat : tangki penyimpanan bahan baku ortho xylene
- Kode : T-01
- Tipe : silinder tegak dengan alas datar dan atap conical

Material konstruksi : carbon Steel SA- 283 Grade C

Kondisi penyimpanan : cair

Waktu penyimpanan : 30 hari

Suhu penyimpanan : 30 °C

Tekanan penyimpanan : 1 atm

Jumlah : 3 buah

Volume : 1468.8256 m³

Tinggi : 5 m

Diameter : 13 m

Tebal shell : Course 1 = 0,875 in

Course 2 = 0,750 in

Course 3 = 0,625 in

Course 4 = 0,500 in

Course 5 = 0,375 in

Course 6 = 0,250 in

Tebal head : 0.188 in

Tinggi head : 9 ft

Diameter pipa :

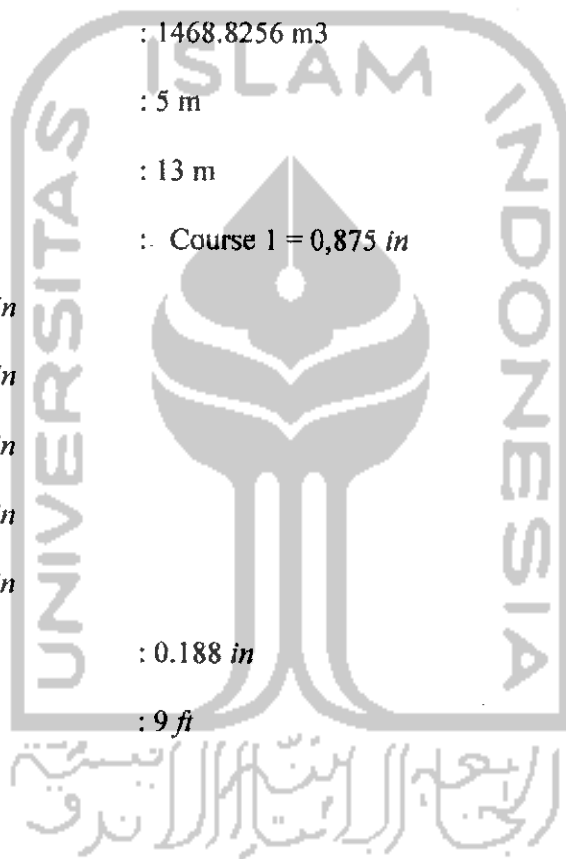
Pemasukan

$D_{nom} = 18 \text{ in}$

ID = 17,25 in

OD = 18 in

Sch = 30



Pengeluaran

$D_{\text{nom}} = 2 \text{ in}$

ID = 2,067 in

OD = 2,38 in

Sch = 40

3.2.3. Separator

Tugas : Memisahkan uap dan cairan yang belum teruapkan dari vaporizer 1 (V-01)

Jenis : *Vessel* tegak dengan *elliptical dished head*

Jumlah : 1 (satu) buah.

Kondisi operasi

- suhu : 156,6 °C.
- tekanan : 1,3 atm.

Dimensi

- ID *shell* : 0,46 m.
- Tebal *shell* : $\frac{3}{4}$ in.
- Tinggi *shell*: 1,4 m.

Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade D*

3.2.2. Pompa O-Xylene

Nama alat : OX pump
 Kode alat : P-01
 Fungsi : memompa bahan baku o-xylene ke vaporizer (V-01)
 Tipe : centrifugal pump

Power pompa : 1,47 HP

Power motor : 2 HP

Pipa yang digunakan :

D nominal = 2 in

OD = 2,380 in

ID = 2,067 in

Sch. No. = 40

Flow area = 0,0233 ft²

Tebal dinding = 0,203 in

3.2.4. Blower

Kode : B-01

Fungsi : Mengalirkan udara sekaligus menaikkan tekanannya dari 1 - 1,4 atm

Tipe : *Single stage centrifugal*

Tujuan : Menghitung kebutuhan tenaga *blower*

Tenaga Blower : 0.01 HP

3.2.5. Air Preheater

Kode : HE-01

Fungsi : Memanaskan udara dari suhu 25oC menjadi 156°C

Jenis : Double pipe

Ukuran Luas Transfer Panas :66,024 ft²

Panjang : 3,65 m

Jumlah hair pin

Annulus : Gas keluar reaktor *Inner Pipe* : Gas recycle

IPS : 4 IPS : 3

Sct. : 40 Sch : 40

Operation Condition

<i>Inner Pipe</i>		<i>Annulus</i>
25.15	T _{in} , C	360.15
156	T _{out} , C	310.15
76	h _{outside}	355.33
UC	62.5993	
UD	421.473	
<i>Rd calc.</i>	-0.014	
<i>Rd required</i>	0.003	
9.4128	<i>Calc dP</i>	349.398
10	<i>Allow. dP</i>	10

3.2.6. Heater

Kode : HE-01

Fungsi : Memanaskan udara dari suhu 156°C menjadi
310°C

Jenis : Double pipe

Ukuran Luas Transfer Panas : 66,024 ft²

Panjang : 3,65 m

Jumlah hair pin

Operation Condition

<i>Inner Pipe</i>		<i>Annulus</i>
156.3	Tin, C	360.15
340	Tout, C	310.15
76	<i>houtside</i>	355.33
UC	62.5993	
UD	2457.229	
<i>Rd calc.</i>	-0.016	
<i>Ra required</i>	0.003	
10.4864	<i>Calc dP</i>	389.285
10	<i>Allow. dP</i>	10

3.2.7. Reaktor

Nama alat	: reaktor
Kode	: R-01
Fungsi	: tempat berlangsungnya reaksi antara oxylene dan udara menjadi pthalic anhydride
Tipe	: fixed bed multitube
Bahan konstruksi	
- Tube	: baja komersial ASA Standar B.36.10
- Shell	: stainless steel SA-204 Grade A
Jumlah tube	: 9272 buah
Kondisi operasi	: non isothermal - non adiabatik
Temperatur	: 350 °C
Tekanan	: 2 atm
Fase reaksi	: reaktan gas dengan katalis padat
Katalis	: V ₂ O ₅
Pendingin	: molten salt
Tinggi reaktor	: 9.92 m
Volume reaktor	: 494.05 m ³
Tebal shell	: 5/16 in
Tinggi head	: 0,33 m

Dimensi shell	
- ID	= 204,77 in
- B	= 51,19 in
- pass	= 1

Dimensi tube	
- OD	= 1,35 in
- ID	= 1,049 in
- Sch	40
- pitch	= 1,64 in
- pass	1

3.2.8. Pompa Molten

Kode alat : P-02

Fungsi : memompakan molten salt ke reaktor

Tipe : centrifugal pump

Power pompa : 2.44 HP

Power motor : 3 HP

Pipa yang digunakan :

D nominal = 2 in

OD = 2,380 in

ID = 2,067 in

Sch. No. = 40

Flow area = 0,0233 ft²

Tebal dinding = 0,203 in

3.2.9. Condencer 01

Kode : CD-01

Fungsi : mengembungkan hasil keluaran reactor

Jenisnya : shell and tube

Shell side		Tube side
120	h outside (Btu/jam.ft ² .°F)	992
$U_C = 107.05 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$		
$U_D = 72.39 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$		
$R_d = 0,0039$		
0.05	ΔP perhitungan (psi)	7.3
2	ΔP diijinkan (psi)	10

3.2.10. Flash Drum 01

Kode : FD-01

Fungsi : memisahkan cairan dan uap hasil keluaran reaktor

Tipe : silinder vertikal berbentuk torispherical

Kapasitas tiap tangki : 176.5259 m³

Diameter tangki : 0.03 m

Tinggi tangki	: 0.77 m
Bahan konstruksi	: Austenitic Stainless Steel, AISI tipe 304
Kondisi	:
Tekanan	: 1.3 atm
Suhu	: 405.93 K

3.2.11. Pompa dari FD-01

Kode alat	: P-03
Fungsi	: memompakan hasil bawah FD-01 menuju mixer
Tipe	: centrifugal pump
Power pompa	: 0.97 HP
Power motor	: 1.197 HP
Pipa yang digunakan :	
D nominal	= 2 in
OD	= 2,380 in
ID	= 2,067 in
Sch. No.	= 40
Flow area	= 0,0233 ft ²

3.2.12. Condencer 02.

Kode	: CD-02
Fungsi	: mengembunkan hasil keluaran atas FD-01
Jenisnya	: shell and tube

Shell side		Tube side
120	h outside (Btu/jam.ft ² .°F)	992
$U_C = 107,05 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$		
$U_D = 129,25 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$		
$R_d = 0,0039$		
0,07	ΔP perhitungan (psi)	7,48
2	ΔP diijinkan (psi)	10

3.2.13. Flash Drum 02

Kode	: FD-02
Fungsi	: memisahkan cairan dan uap hasil keluaran reaktor
Tipe	: silinder vertikal berbentuk torispherical
Kapasitas tiap tangki	: 932.34 m ³
Diameter tangki	: 0.6 m
Tinggi tangki	: 2.366 m
Bahan konstruksi	: Austenitic Stainless Steel, AISI tipe 304
Kondisi	:
Tekanan	: 1.1 atm
Suhu	: 338.15 K

3.2.14. Pompa dari FD-02

Nama alat	: FD-02 Pump
Kode alat	: P-04
Fungsi	: memompakan hasil bawah FD-02
Tipe	: centrifugal pump
Power pompa	: 1.53 HP
Power motor	: 2 HP
Pipa yang digunakan :	
D nominal	= 2 in
OD	= 2,380 in
ID	= 2,067 in
Sch. No.	= 40
Flow area	= 0,024 ft ²
Tebal dinding	= 0,204 in

3.2.15. Mixer

Nama alat	: Mixer
Kode	: M-02
Fungsi	: Mencampurkan keluaran FD-01 dan FD-02
Type	: Tangki silinder dengan pengaduk
Waktu tinggal	: 15 menit
Diameter	: 3,334 m
Tinggi	: 3,334 m

Kondisi :
 Tekanan : 1.15 atm
 Suhu : 385.55 K

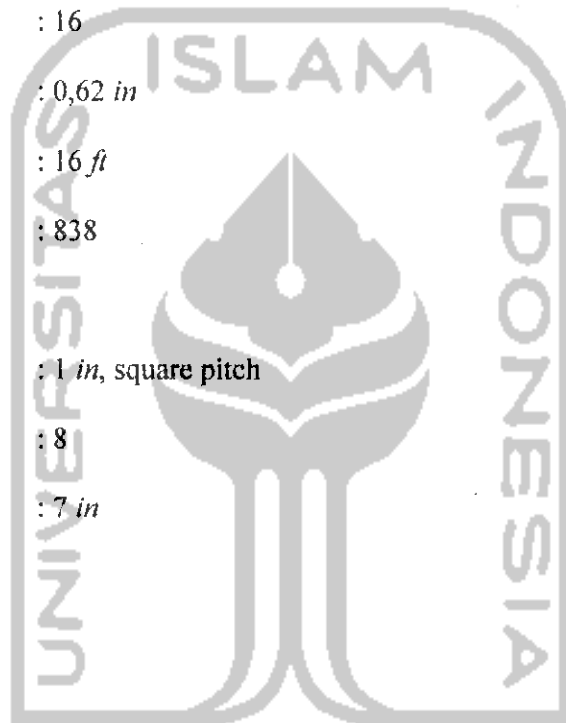
3.2.16. Pompa dari Mixer-02

Nama alat : M-02 Pump
 Kode alat : P-05
 Fungsi : memompakan hasil keluaran mixer menuju stripper
 Tipe : centrifugal pump
 Power pompa : 0.81 HP
 Power motor : 1 HP
 Pipa yang digunakan :
 D nominal = 2 in
 OD = 2,380 in
 ID = 2,067 in
 Sch. No. = 40
 Flow area = 0,024 ft²
 Tebal dinding = 0,204 in

3.2.17. HE-03

Nama alat : cooler
 Kode : HE-03

Fungsi	: menurunkan temperatur fluida keluar atas stripper
Jenis	: shell and tube
Bahan konstruksi	: carbon steel SA-283 Grade C
Media pendingin	: water, 54 atm, 140 °C
Tube Side	
GD	: 0,75 in
BWG	: 16
ID	: 0,62 in
Panjang	: 16 ft
Jumlah	: 838
Shell Side	
Pitch	: 1 in, square pitch
Pass	: 8
Baffle space	: 7 in



3.2.18. HE-04

Nama alat	: cooler
Kode	: HE-04
Fungsi	: menurunkan temperatur fluida keluar bawah stripper
Jenis	: shell and tube
Bahan konstruksi	: carbon steel SA-283 Grade C
Media pendingin	: water, 54 atm, 140 °C

Tube Side

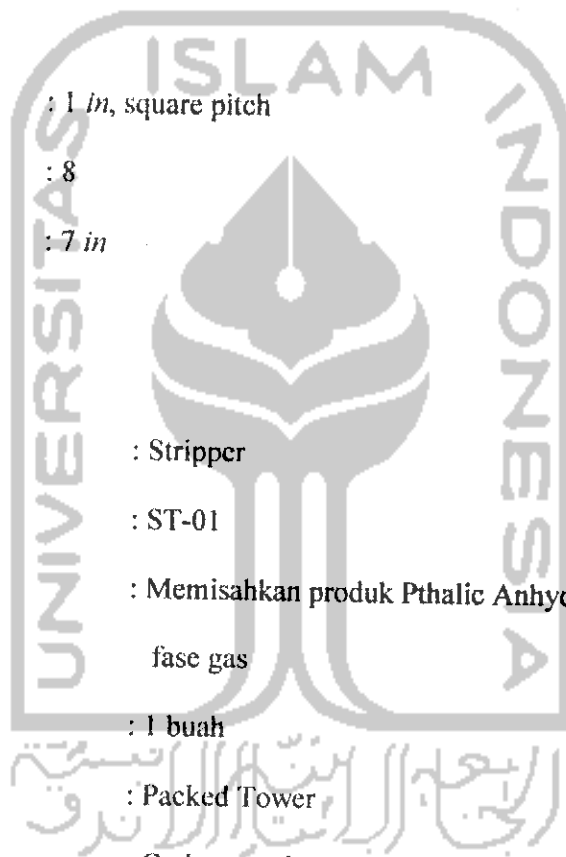
OD	: 0,75 in
BWG	: 16
ID	: 0,62 in
Panjang	: 16 ft
Jumlah	: 838

Shell Side

Fitch	: 1 m, square pitch
Pass	: 8
Baffle space	: 7 in

3.2.19. Stripper

Nama alat	: Stripper
Kode	: ST-01
Fungsi	: Memisahkan produk Pthalic Anhydride dengan fase gas
Jumlah	: 1 buah
Tipe	: Packed Tower
Bahan Komstruksi	: Carbon steel
Bahan Isian	: Ceramic Rashing Ring
Dimensi Stripper	:
▪ Diameter	= 0,21 m
▪ Tinggi	= 4.2 m



- Luas $= 2.8 \text{ m}^2$

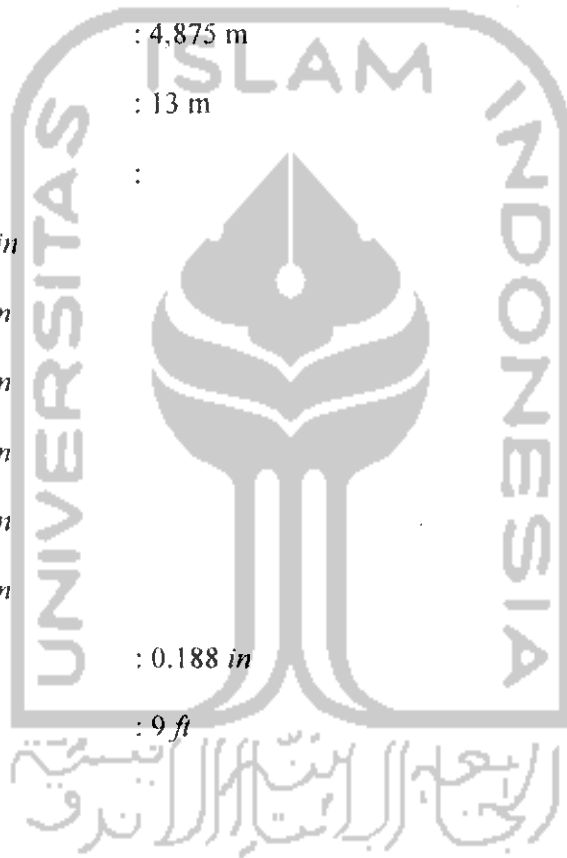
3.2.20. Pompa Produk

Nama alat	: Pompa Produk
Kode alat	: P-06
Fungsi	: memompakan hasil keluaran stripper
Tipe	: centrifugal pump
Power pompa	: 1,08 HP
Power motor	: 1,33 HP
Pipa yang digunakan :	
D nominal	$= 2 \text{ in}$
OD	$= 2,380 \text{ in}$
ID	$= 2,067 \text{ in}$
Sch. No.	$= 40$
Flow area	$= 0,024 \text{ ft}^2$
Tebal dinding	$= 0,204 \text{ in}$

3.2.21. Tangki Penyimpanan Produk

Nama alat	: tangki penyimpanan produk
Kode	: T-02
Tipe	: silinder tegak dengan alas datar dan atap conical
Material konstruksi	: carbon Steel SA- 283 Grade C

Kondisi penyimpanan : cair
 Waktu penyimpanan : 7 hari
 Suhu penyimpanan : 280 °C
 Tekanan penyimpanan : 1 atm
 Jumlah : 1 buah
 Volume : 7045,77m³
 Tinggi : 4,875 m
 Diameter : 13 m
 Tebal shell :
 Course 1 = 0,875 in
 Course 2 = 0,750 in
 Course 3 = 0,625 in
 Course 4 = 0,500 in
 Course 5 = 0,375 in
 Course 6 = 0,250 in
 Tebal head : 0.188 in
 Tinggi head : 9 ft
 Diameter pipa :
 Pemasukan
 $D_{nom} = 18 \text{ in}$
 $ID = 17,25 \text{ in}$
 $OD = 18 \text{ in}$
 $Sch = 30$



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Pemilihan Lokasi

Penentuan lokasi yang tepat baik secara teknis maupun ekonomis sangat diperlukan untuk kelangsungan operasi pabrik yang didirikan. Lokasi yang direncanakan pada perancangan pabrik phthalic anhydride ini yaitu di daerah Tangerang, Banten karena faktor-faktor sebagai berikut:

a. Faktor Primer

Faktor ini secara langsung mempengaruhi tujuan utama pendirian pabrik, yang meliputi produksi dan distribusi produk yang diatur menurut macam kualitas, waktu dan tempat yang dibutuhkan konsumen dengan tingkat harga yang terjangkau sedangkan pabrik masih memperoleh keuntungan yang wajar. Faktor ini meliputi :

1. Daerah pemasaran

Sebagian besar pabrik yang menggunakan bahan baku phthalic anhydride berlokasi di sekitar Jabotabek. Daerah Tangerang sendiri merupakan kawasan industri, dan terdapat cukup banyak pabrik seperti PT Pardic Jaya Chemical, PT Eternal Buana Chemical Industries, PT Ina Kansai Perkasa (industri alkyd resin) dan PT Indopolymers Adiputra (industri DOP).

Lokasi pabrik dipilih dekat dengan daerah pemasaran karena sifat phthalic anhydride yang mudah terbakar, sehingga akan mengurangi resiko selama dalam perjalanan selain juga biaya transportasi dapat ditekan.

2. Letak sumber bahan baku

Bahan baku o-xylene dapat diperoleh dari pabriknya di Jurong, Singapura. Tangerang sebagai kawasan industri relatif dekat dengan pelabuhan Tanjung Priok sehingga mudah untuk mengimpor o-xylene.

3. Fasilitas transportasi

Transportasi dapat melalui jalur darat atau laut karena letak kawasan industri Tangerang dekat dengan Pelabuhan Tanjung Priok.

4. Tenaga kerja

Kebutuhan tenaga kerja dapat dipenuhi dari wilayah di dekat pabrik dan sekitarnya, misalnya dari daerah Jakarta dan Bekasi. Dengan adanya pabrik ini akan menyerap tenaga kerja sehingga dapat mengurangi tingkat pengangguran.

5. Pembangkit tenaga listrik, air dan utilitas pendukung lainnya

Penyediaan air dan tenaga listrik diperoleh dari waduk Jatiluhur yang juga mempunyai pembangkit listrik. Mengingat Tangerang merupakan kawasan

industri terpadu, maka dimungkinkan kebutuhan utilitas seperti steam, dan air disediakan oleh pabrik tertentu yang dapat dibeli secara berlangganan.

b. Faktor Sekunder

Faktor sekunder meliputi faktor-faktor sebagai berikut :

1. Harga tanah dan bangunan

Harga tanah di daerah Tangerang telah diatur oleh pemerintah dan ditetapkan sebagai kawasan industri sehingga tidak perlu pembebasan tanah penduduk.

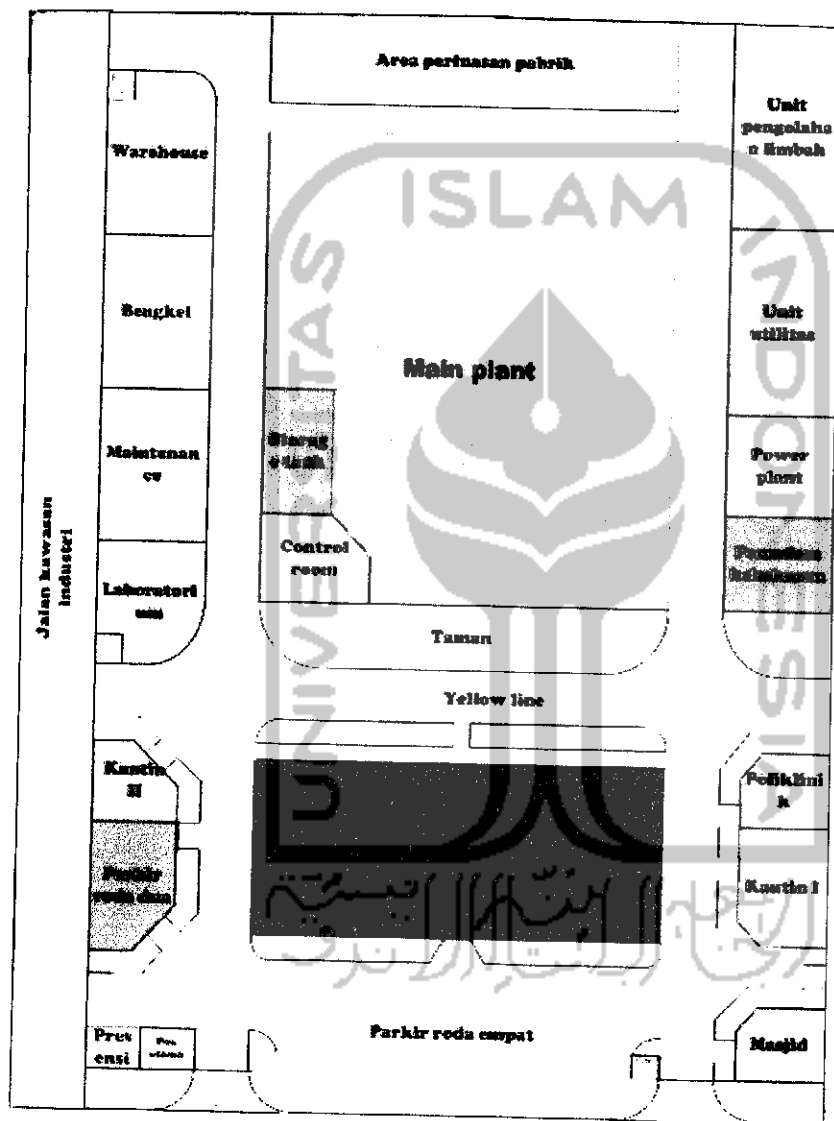
2. Kemungkinan perluasan pabrik

Penduduk di daerah Tangerang relatif padat, akan tetapi karena ditetapkan sebagai kawasan industri maka perluasan pemukiman penduduk dibatasi untuk memperlancar perluasan area pabrik.

3. Peraturan daerah

Sebagai daerah yang merupakan kawasan industri, umumnya pemerintah daerah setempat banyak memberi kemudahan bagi pengembangan pabrik sehingga hal ini akan membantu industri-industri yang didirikan disana.

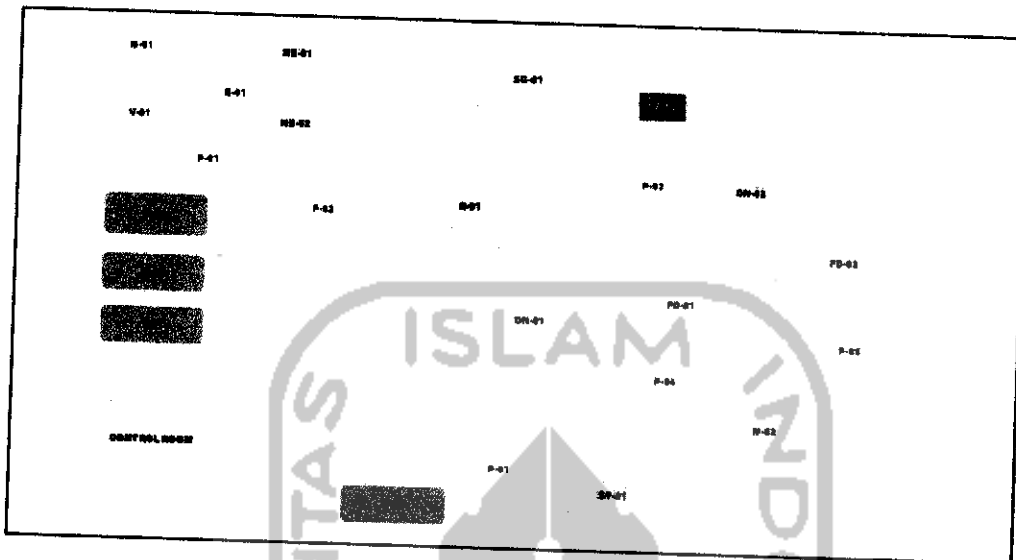
4.2. Tata Letak Pabrik



Skala:10000

Gambar. 4.1 Layout Pabrik

4.3. Tata Letak Alat



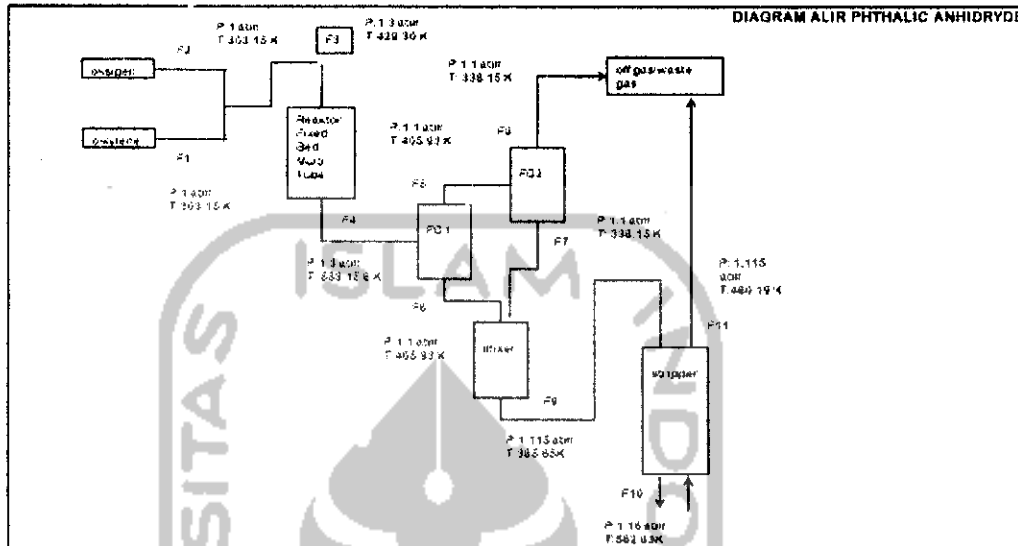
Skala 1:1000

Gambar 4.2. Layout Alat Proses

T	: Tangki
SG	: Steam Generator
B	: Blower
HE	:Heat Exchanger
CN	:Condencer
R	:Reaktor
FD	: Flash Drum
M	: Mixer
ST	: Stripper
P	: Pompa

4.4. Alir Proses dan Material

4.4.1 Diagram Alir Proses



Gambar.4.3. Diagram Alir

4.4.2. Neraca Massa

1. Neraca massa di Gas Mixer (M-01)

Tabel.4.1. Neraca Massa di Gas Mixer

Komponen	input		output
	F1 (kg/jam)	F2 (kg/jam)	F3 (kg/jam)
O-xylene	5282.30	0.00	5282.30
M-xylene	107.80	0.00	107.80
Oxygen	0.00	22597.63	22597.63
Nitrogen	0.00	73476.38	73476.38
	5390.10	96074.01	
total	101464.11		101464.11

2. Neraca massa di Reaktor (R-01)

2. Neraca massa di Reaktor (R-01)

Tabel. 4.2. Neraca Massa Reaktor

Komponen	input	output
	F3 (kg/jam)	F4 (kg/jam)
O-xylene	5282.30	2.64
M-xylene	107.80	107.80
Phthalic anhydride	0.00	5693.82
Maleic anhydride	0.00	195.06
Carbon monoxide	0.00	969.51
Carbon dioxide	0.00	1897.28
Oxygen	22597.63	16076.27
Nitrogen	73476.38	73476.38
Water	0.00	3045.35
total	101464.11	101464.11

3. Neraca massa di Flash Drum 01(FD-01)

Tabel. 4.3. Neraca Massa di Flash Drum 01

Komponen	input	output atas	output bawah
	F4 (kg/jam)	F5 (kg/jam)	F6 (kg/jam)
O-xylene	2.64	2.62	0.00
M-xylene	107.80	107.05	0.00
Phthalic anhydride	5693.82	5653.84	39.98
Maleic anhydride	195.06	193.69	1.37
Carbon monoxide	969.51	962.71	6.81
Carbon dioxide	1897.28	1883.96	13.32
Oxygen	16076.27	15963.40	112.87
Nitrogen	73476.38	72960.52	515.86
Water	3045.35	3023.97	21.38
total	101464.11	101464.11	

4. Neraca massa di Flash Drum 02 (FD-02)

Tabel. 4.4. Neraca Massa di Flash Drum 02

Komponen	input	output bawah	output atas
	F5 (kg/jam)	F7(kg/jam)	F8(kg/jam)
O-xylene	2.62	2.62	0.01
M-xylene	107.05	106.74	0.30
Phthalic anhydride	5653.84	5637.95	15.89
Maleic anhydride	193.69	193.14	0.54
Carbon monoxide	962.71	960.00	2.71
Carbon dioxide	1883.96	1878.66	5.29
Oxygen	15963.40	15918.54	44.86
Nitrogen	72960.52	72755.48	205.04
Water	3023.97	3015.47	8.50
		100468.61	283.14
total	100751.75	100751.75	

5. Neraca massa di Mixer 02 (M-02)

Tabel.4.5. Neraca Massa di Mixer 02

Komponen	input		output
	F6 (kg/jam)	F7(kg/jam)	F9(kg/jam)
O-xylene	0.00	2.62	2.62
M-xylene	0.00	106.74	106.74
Phthalic anhydride	39.98	5637.95	5677.93
Maleic anhydride	1.37	193.14	194.51
Carbon monoxide	6.81	960.00	966.81
Carbon dioxide	13.32	1878.66	1891.98
Oxygen	112.87	15918.54	16031.41
Nitrogen	515.86	72755.48	73271.34
Water	21.38	3015.47	3036.86
	711.58	100468.61	
total	101180.19		101180.19

6. Neraca massa di Stripper (ST-01)

Tabel.4.6. Neraca Massa di Stripper

Komponen	input	output bawah	output atas
	F9(kg/jam)	F10(kg/jam)	F11(kg/jam)
O-xylene	2.62	0.00	2.62
M-xylene	106.74	0.00	106.74
Phthalic anhydride	5677.93	5677.93	0.00
Maleic anhydride	194.51	3.89	190.62
Carbon monoxide	966.81	0.00	966.81
Carbon dioxide	1891.98	0.00	1891.98
Oxygen	16031.41	0.00	16031.41
Nitrogen	73271.34	0.00	73271.34
Water	3036.86	0.00	3036.86
		5681.82	95498.37
total	101180.19	101180.19	

4.4.2 Neraca Panas

Neraca panas di Vaporizer (V-01)

Tabel.4.7. Neraca Panas di Vaporizer

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	H1	Hv	H2
OX	47192.07	1802461.4	1039192.8
MX	929.47	35455.81	20516.88
Pemanas	2849505.3	-	
TOTAL	2897626.9	2897626.89	

Neraca panas di HE-01

Tabel.4.8. Neraca Massa di HE-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	H3	H4
O	104720.85	104720.85
N	383565.47	383565.47
TOTAL	488286.32	488286.32

Neraca panas di HE-02

Tabel.4.9. Neraca Massa di HE-02

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	H5	H6
OX	1039192.78	2969186.11
MX	20516.88	59333.45
O	2771837.27	6832658.33
N	10041489.24	24341193.45
Pemanas	20329335.16	-
TOTAL	34202371.33	34202371.33

Neraca panas R-01

Tabel.4.10. Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	H6	Hf	H7
OX	2969186.11	64942.99	1543.95
MX	59333.45	0	61734
PA	0	-15758048.13	1991355
MA	0	-782066.05	93597.6
CO	0	-3824614.65	334732
CD	0	-16963438.59	602873
O	6832658.33	0	5022465
N	24341193.45	0	2.50E+07
W	0	-41409338.89	1907997
Pendingin	-	77729969.51	
TOTAL	34202371.33	34202371.33	

Neraca Massa FD-01

Tabel.4.11.Neraca Panas FD-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	H8	H9	H10
OX	415.87	412.95	0
MX	16384.35	16223.6	0
PA	518008.07	514371.24	6834.03
MA	27014.32	26824.66	241.64
CO	109095.87	108025.49	765.94
CD	186156.75	58374.16	1306.97
O	1615712.7	1604369.1	11343.6
N	8245125.5	8164229.53	57887.38
W	616325.89	617677.17	9658.01
Total	11198545.46	11198545.46	

Neraca Panas CD-01

Tabel.4.12.Neraca Panas Condencer

Komponen	input (kJ/jam)	output (kJ/jam)
OX	412.95	0
MX	16223.6	0
PA	514371.24	6834.03
MA	26824.66	241.64
CO	108025.49	9658.01
CD	58374.16	0
O	1604369.1	66852.9
N	8164229.53	0
W	617677.17	0
pendingin		10983155.93
total	11110507.89	11110507.89

Neraca panas FD-02

Tabel 4.13. Neraca Panas Flash Drum 02

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	H10	H11	H12
OX	0	0	190.02
MX	0	0	7483.67
PA	6834.03	1227.77	341114.76
MA	241.64	65.69	12147.56
CO	9658.01	283.15	39934.96
CD	0	412.73	58210.11
O	66852.9	4175.34	588874.67
N	0	21434.75	3023081.42
W	0	1605.61	503740.43
Total	83586.581	83586.581	

Neraca Panas ST-01

Tabel.4.14. Neraca Panas Stripper

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
	H13	H14	H15
OX	425.37	0	935.86
MX	16764.02	0	37026.81
PA	777983.36	2585647.63	0
MA	27540.48	1857.94	59293.63
CO	88208.53	0	184707.53
CD	58622.84	0	58622.84
O	1304667.22	0	2748479.36
N	6669997.13	0	13930309.6
W	1110770.05	0	2368938.75
pemanas	11920840.96		
Total	21975819.96	21975819.96	

Neraca Panas HE-03

Tabel.4.15.Neraca Panas HE 03

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	H15	H17
OX	942.47	0
MX	37288.61	0
PA	0	0
MA	59293.63	0
CO	184707.53	0
CD	58622.84	58622.84
O	2748479.36	0
N	13930309.6	0
W	2368938.75	0
pendingin		19329959.96
Total	19388582.81	19388582.81

Neraca Panas HE-04

Tabel 4.16 Neraca Panas HE-04

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
	H14	H16
OX	0.00	0.00
MX	0.00	0.00
PA	53504.29	20688.05
MA	48.60	0.00
CO	0.00	0.00
CD	0.00	0.00
O	0.00	0.00
N	0.00	0.00
W	0.00	0.00
pendingin		2566817.51
Total	2587505.565	2587505.565

4.5. Unit Pendukung Proses

Unit pendukung proses sering disebut dengan unit utilitas yang merupakan bagian penting untuk menunjang berlangsungnya suatu proses dalam pabrik. Pada suatu industri kimia, untuk menjalankan suatu proses produksi diperlukan suatu bahan baku dan bahan penolong serta bahan penunjang seperti steam, listrik, air, bahan bakar, udara tekan dan lain sebagainya.

Pada perancangan pabrik phthalic anhydride dengan bahan baku o-xylene dan udara, utilitas yang diperlukan meliputi:

a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Unit ini berfungsi menyediakan air bersih sebagai air pendingin, air umpan boiler, air sanitasi dan hydrant. Air pendingin digunakan sebagai fluida dingin pada condenser dan flaker.

b. Unit Penyediaan Steam

Unit ini digunakan pada proses pemanasan pada alat penukar panas antara lain salt accumulator, air pre heater dan steam superheater dimana kebutuhan steam mencapai 313220.1kg/jam.

c. Unit Penyedia Molten Salt

Unit ini berfungsi untuk memastikan bahwa aliran molten salt dan mobiltherm oil dapat berjalan dengan baik mengingat peran keduanya sebagai fluida utilitas sangat dibutuhkan untuk kelangsungan proses. Molten salt digunakan sebagai fluida dingin pada reactor dan memberikan panas yang diterima dari reaktor ke steam generator untuk membangkitkan steam. Sedangkan mobiltherm oil digunakan sebagai fluida utilitas pada swite condenser, gas heater, reboiler dan agitated tank.

d. Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Berfungsi sebagai tenaga penggerak untuk beberapa peralatan proses, penerangan dan lain sebagainya. Listrik disuplai dari steam turbin yang dilengkapi dengan baterai penampung daya dan generator yang siap untuk digunakan apabila suplai listrik dari steam turbin ataupun baterai terhenti karena berbagai sebab.

e. **Unit Pengadaan Bahan Bakar**

Menyediakan bahan bakar solar untuk generator.

Unit Penyedia Udara Tekan

Unit ini digunakan untuk proses instrumentasi pabrik.

f. **Unit Pengolahan Limbah**

Unit ini berfungsi mengolah limbah yang dihasilkan oleh pabrik, baik limbah dari proses produksi maupun diluar proses produksi, sebelum dibuang ke lingkungan.

4.5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

4.5.1.1. Unit Penyediaan Air

Kebutuhan air dalam pabrik dipenuhi dengan membeli air bersih dari perusahaan penyedia air di kawasan industri Tangerang. Selain itu, digunakan juga sumur artesis untuk menjaga apabila distribusi air dari perusahaan penyedia air mengalami gangguan.

Pertimbangan digunakan sumur artesis untuk mendapatkan air adalah :

- ✦ Mempunyai kualitas yang relatif baik dibandingkan dengan air permukaan, ditinjau dari segi kontaminasi maupun pencemaran lingkungan.
- ✦ Merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi sehingga kekurangan air dapat dihindari.
- ✦ Pengolahan air artesis relatif lebih mudah dan sederhana serta biaya pengolahan relatif murah.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik adalah untuk:

1. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan air minum, laboratorium, kantor dan perumahan. Syarat air sanitasi meliputi:

Syarat fisik :

- Suhu dibawah suhu udara luar.
- Warna jernih
- Tidak mempunyai rasa
- Tidak berbau

Syarat kimia :

- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
- Tidak beracun

Syarat bakteriologis :

Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri pathogen

2. Air Umpan Boiler

Merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan steam dan untuk kelangsungan proses. Meskipun kelihatan jernih, tetapi pada umumnya air masih mengandung larutan garam dan asam yang dapat merusak metal pada sistem steam. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

- ↓ Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan asam dan gas-gas yang terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 .

- ✦ Zat yang menyebabkan kerak (*scale forming*).

Pembentukan kerak disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- ✦ Zat yang menyebabkan foaming

Air yang diambil dari proses pemanasan biasanya menyebabkan foaming pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terjadi akibat adanya alkalinitas yang tinggi.

3. Air Pendingin

Merupakan air yang digunakan sebagai media pendingin pada beberapa aliran proses. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengadaan air pendingin adalah sebagai berikut :

- ✦ Kesadahan (hardness) yang dapat menyebabkan kerak
- ✦ Oksigen terlarut yang dapat menyebabkan korosi
- ✦ Minyak yang merupakan penyebab terganggunya *film corrotion inhibitor*, menurunkan koefisien perpindahan panas, dan dapat menjadi makanan *microbe* sehingga menimbulkan endapan

4. Air Hidrant

Air ini digunakan mencegah kebakaran. Pada umumnya air ini tidak memiliki persyaratan yang spesifik.

4.5.1.2. Unit Pengolahan Air

Tahapan proses pengolahan air dari sumur bor secara umum meliputi :

1. Unit Pengolahan Air Tahap Awal

Mula-mula raw water diumpankan ke bak pengendapan pertama untuk mengendapkan lumpur dan kotoran yang terbawa dengan raw water. Setelah didiamkan di bak pengendapan pertama. Maka raw material selanjutnya akan masuk kedalam flokulator. Dimana Flokulator ini berfungsi mengumpulkan kotoran yang tidak dapat mengendap di bak pengendapan dengan menambahkan bahan kimia, yaitu:

- ↓ Alum ($Al_2(SO_4)_3$) yang berfungsi sebagai flokulan untuk mengikat partikel-partikel kecil yang menyebabkan keruhnya air menjadi *flok-flok* yang lebih besar

Keluar dari flokulator, air dimasukkan ke dalam klasifier dimana flok-flok yang terbentuk diendapkan secara grafitasi sambil diaduk dengan putaran rendah. Lumpur yang diendapkan di blowdown sedangkan air yang keluar dari bagian atas dialirkan ke dalam tempat penampungan sementara (*clear well*).

Selanjutnya air diumpankan ke *sand filter* dan di sini air yang berasal dari *clear well* yang kemungkinan masih mengandung partikel-partikel kotoran yang halus disaring kemudian ditampung dalam dua buah tangki :

1. Filtered water storage tank, berfungsi untuk menampung air yang digunakan untuk keperluan make up air pendingin, air hidran, dan umpan unit demineralisasi air.

2. Portable water storage tank, berfungsi untuk menampung air yang digunakan untuk keperluan sehari-hari di pabrik dan pemukiman.

Selanjutnya air dibawa ke bak penampungan sebelum dimasukkan ke bak demineralisasi dan keperluan umum. Untuk keperluan umum, setelah keluar dari bak penampungan masuk ke bak klorinasi. Bak klorinasi ini adalah bak dimana air ditambahkan klorin untuk membunuh penyakit sebelum digunakan dalam keperluan sehari-hari.

2. Unit Demineralisasi air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Fe^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^- , dan lain-lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan ketel (Boiler Feed Water / BFW).

Demineralisasi diperlukan karena BFW memerlukan syarat-syarat :

- ✦ Tidak menimbulkan kerak pada kondisi steam yang dikehendaki maupun pada tube heat exchanger, jika steam digunakan sebagai pemanas. Hal ini akan menyebabkan turunnya efisiensi operasi, bahkan bisa mengakibatkan tidak beroperasi sama sekali.
- ✦ Bebas dari segala gas-gas yang mengakibatkan terjadinya korosi terutama gas oksigen dan gas karbondioksida.

Pengolahan air di unit demineralisasi meliputi beberapa tahap, yaitu :

a. Activated carbon filter

Air dari filtered water storage tank diumpankan ke karbon filter yang berfungsi untuk menghilangkan gas klorin, warna, bau serta zat-zat

organik lainnya. Air yang keluar dari karbon filter diharapkan mempunyai pH sekitar 7,0 – 7,5.

b. Cation resin exchanger

Air keluaran actifated carbon filter diumpankan ke dalam cation exchanger untuk menghilangkan kation-kation mineralnya. Kemungkinan jenis kation yang ditemui adalah Ca^{2+} , Fe^{2+} , Mg^{2+} , Na^{2+} , Al^{3+} .

Cation exchanger merupakan silinder baja tegak yang berisi resin R-H, yaitu suatu polimer dengan rantai karbon R yang mengikat ion H^+ .

Reaksi yang terjadi :



Ion Mn^+ dalam operasi akan digantikan oleh ion H^+ dari resin R-H sehingga air yang dihasilkan bersifat asam dengan pH sekitar 3.2-3.3. Regenerasi dilakukan jika resin sudah berkurang keaktifannya (jenuh), biasanya dilakukan dalam selang waktu tertentu atau berdasarkan jumlah air yang telah melewati unit ini.

Regenerasi ini dilakukan dengan menggunakan asam sulfat dan dilakukan dalam tiga tahap, yaitu back wash atau cuci balik, regenerasi dengan menggunakan bahan kimia asam sulfat, dan pembilasan dengan air demin.

Reaksi yang terjadi pada proses regenerasi adalah kebalikan dari reaksi operasi, yaitu :



c. Anion resin exchanger

Air yang keluar dari cation exchanger kemudian diumpankan ke anion exchanger untuk menghilangkan anion-anion mineralnya. Kemungkinan jenis anion yang ditemui adalah HCO_3^- , SO_4^{2-} , Cl^- , dan SiO_3^- .

Seperti pada cation exchanger, anion exchanger juga merupakan silinder baja tegak yang berisi resin. Resin yang terdapat pada anion exchanger dapat dituliskan dengan simbol ROH.

Reaksi yang terjadi pada unit ini adalah sebagai berikut :



Pada saat operasi reaksi akan berjalan ke kanan, sehingga ion negatif Xn^- akan digantikan oleh ion OH^- dari resin R-OH. Air yang dihasilkan diharapkan mempunyai pH sekitar 8.6-8.9. Regenerasi dilakukan dengan menggunakan NaOH 4 %. Reaksi yang terjadi pada proses regenerasi adalah :



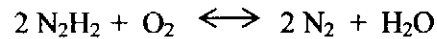
Air yang keluar dari unit ini diharapkan mempunyai pH sekitar 6.1-6.9 .

3. Unit Air Umpan Ketel (Boiler Feed Water)

Air yang sudah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama oksigen dan karbondioksida. Gas-gas tersebut harus dihilangkan dari air karena dapat menimbulkan korosi. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam suatu deaerator . Pada deaerator gas diturunkan sampai kadar 5 ppm. Deaerator

beroperasi pada tekanan 6 – 8 atm dan suhu 413 K. Pada deaerator diinjeksikan zat-zat kimia sebagai berikut :

- a. Hidrazin yang berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut :



- b. Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama-sama dengan gas lain dihilangkan melalui *stripping* dengan uap bertekanan rendah.
- c. Larutan ammonia yang berfungsi mengontrol pH. Air yang keluar dari deaerator pH-nya sekitar 7,0 – 7,5.

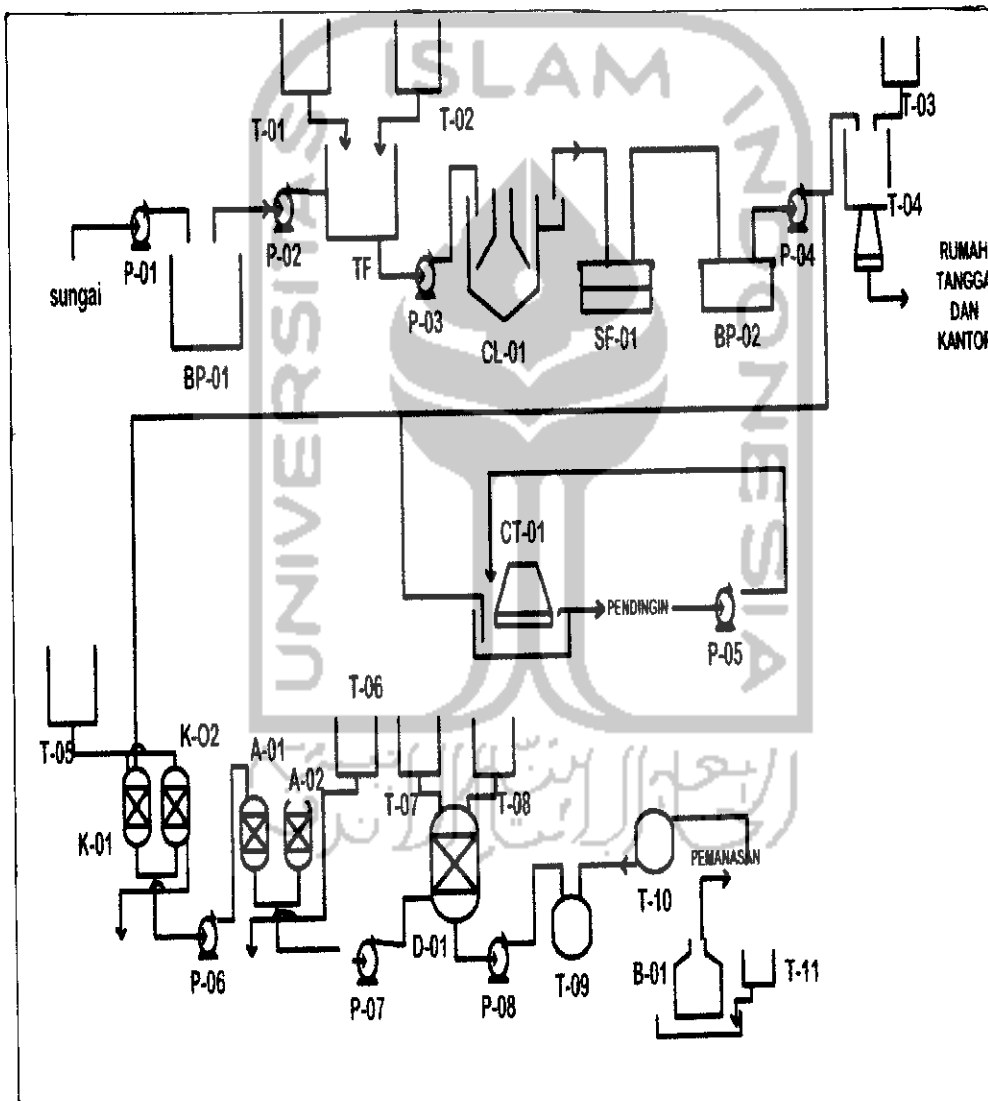
Air hasil deaerasi diinjeksi dengan larutan fosfat ($\text{Na}_3\text{PO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$) untuk mencegah terbentuknya kerak silika dan kalsium pada steam drum dan boiler tube. Sebelum diumpankan ke boiler, air terlebih dulu diberi dispersan untuk mencegah terjadinya penggumpalan atau pengendapan fosfat.

d. Unit Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik yang kemudian didinginkan pada *cooling tower*. Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukan *blown down* di *cooling tower* diganti dengan air umpan (*make up*) yang disediakan oleh *Filtered Water Storage*.

Air pendingin harus mempunyai sifat-sifat yang tidak korosif, tidak menimbulkan kerak dan tidak mengandung mikroorganisme yang dapat menimbulkan lumut. Untuk mengatasi hal di atas, maka ke dalam air pendingin diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut :

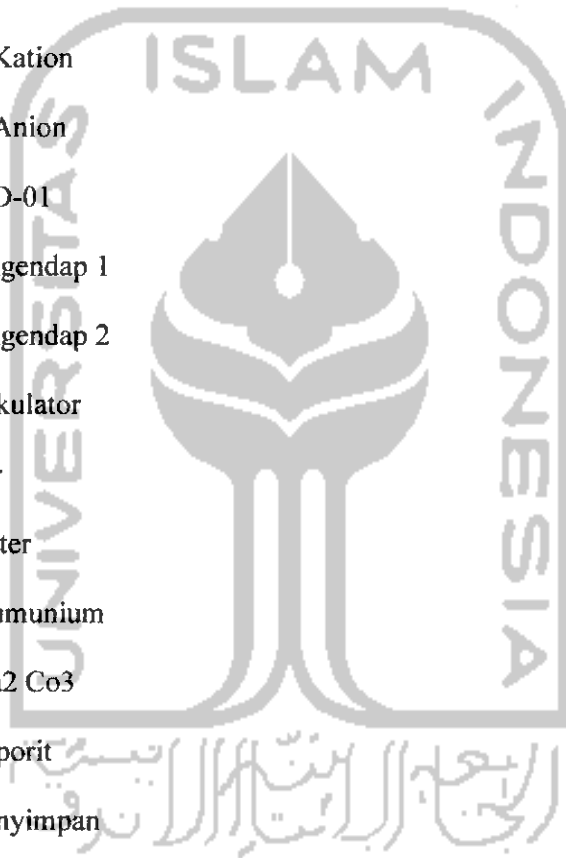
1. Phosphate, berguna untuk mencegah timbulnya kerak.
 2. Klorine untuk membunuh mikroorganisme.
 3. Zat dispersan untuk mencegah terjadinya penggumpalan (pengendapan phosphate).
4. Berikut adalah skema pengolahan sumur yang digunakan sebagai air umpan boiler dan pendingin :



Gambar 4.4. Skema Pengolahan Air Sumur

KETERANGAN

P-01	=Pompa air sungai
P-02	=Pompa BP-01
P-03	=Pompa TFU
P-04	=Pompa BP-02
P-05	=Pompa CT-01
P-06	=Pompa Kation
P-07	=Pompa Anion
P-08	=Pompa D-01
BP-01	=Bak Pengendap 1
BP-02	=Bak Pengendap 2
TFU	=Bak Flokulator
CL	=Clasifier
SF	=Sand Filter
T-01	=Tank alumunium
T-01	=Tank Na ₂ Co ₃
T-02	=Tank kaporit
T-03	=Tank penyimpan
T-04	=Tank H ₂ So ₄
T-05	=Tank NaOH



- T-06 =Tank Hidrazin
 T-07 =Tank Na H₂PO₄
 T-08 =Tank air umpan
 T-09 =Tank kondensat
 T-10 =Tank Bahan Bakar

4.5.1.3. Kebutuhan Air

a. Kebutuhan air untuk steam

Dari neraca panas kebutuhan air umpan steam generator sebagai berikut :

Kebutuhan steam	=	97589.69	kg/jam
total	=	97589.69147	kg/jam
		1129.510318	m ³ /hari

Diperkirakan air yang hilang = 10%, sehingga kebutuhan make up air untuk steam adalah sebagai berikut :

Make up water = 10% x total
2289.81 m³/hari

b. Kebutuhan air untuk pendingin

Kebutuhan air untuk pendingin :

pendingin pada condenser dan cooler	=	42699.26 kg/jam
pendingin cooler	=	234682.82 kg/jam
pendingin condenser	=	277382.079 kg/jam
total pendingin	=	3210.440729 m ³ /hari
Make up untuk air pendingin	=	10% x total pendingin
	=	321.0440729 m ³ /hari

c. Kebutuhan air untuk sanitasi dan laboratorium

Kebutuhan air untuk perkantoran dan laboratorium dapat diperkirakan sebagai berikut :

Air untuk karyawan kantor

Kebutuhan air untuk karyawan = 40 liter /orang/hari

(Linsley, hal 93)

Sehingga untuk 146 orang

diperlukan air = 5.84 m³/hari

Air untuk pembersihan dan

Pertamanan

Diperkirakan kebutuhan air untuk pembersihan dan

pertamanan sebanyak = 5 m³/hari

Air untuk laboratorium

Diperkirakan kebutuhan air untuk laboratorium = 2.5 m³/hari

Total kebutuhan air bersih untuk sanitasi dan
laboratorium adalah = 13.34 m³/hari.

e. Total air bersih yang harus disediakan

Total kebutuhan air = make up air untuk steam + make up air untuk pendingin

+ make up air untuk scrubbing unit + air untuk sanitasi

= 2621.834 m³/hari

Kehilangan akibat kebocoran diperkirakan 5 %, sehingga make up air total :

Make up air total = 1,05 × 2621.834 m³/hari

$$= 2752.926 \text{ m}^3/\text{hari}$$

4.5.2. Unit Pengadaan Steam

Steam merupakan sarana yang sangat penting digunakan dalam proses, seperti untuk pemanasan pada heat exchanger. Sebagai umpan untuk keperluan ini digunakan air umpan ketel (Boiler Feed Water / BFW).

Kebutuhan steam dalam pabrik phthalic anhydride ini dipenuhi oleh dua buah Steam Generator (SG) yang memanfaatkan panas buangan reaktor (untuk SG-01) dan panas buangan catalytic incinerator pada unit pengolahan limbah (untuk SG-02). Kebutuhan air untuk pembuatan steam dipenuhi dari unit pengolahan air demineralisasi (*demin water tank*) dan dari kondensat yang dikembalikan ke *deaerator*.

4.5.3. Unit Penyedia Molten Salt

a. Molten salt

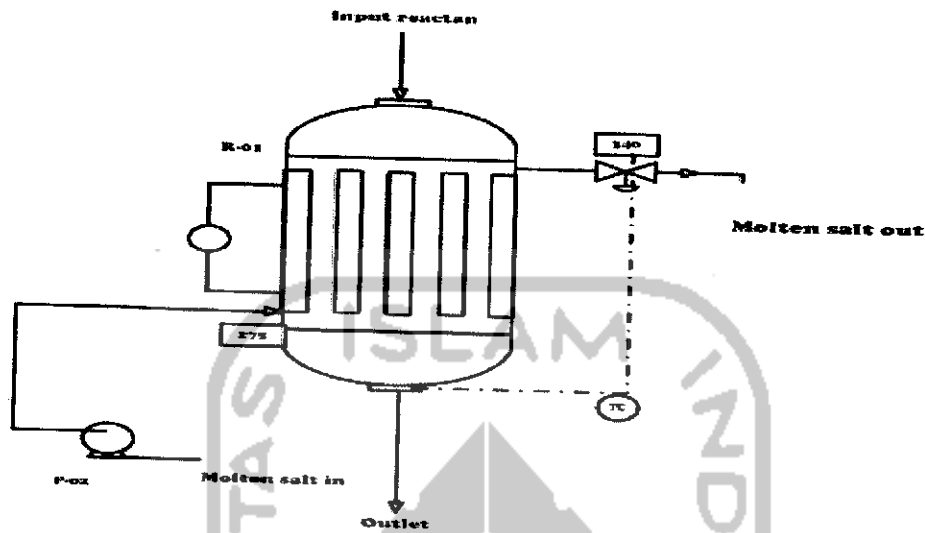
Molten salt digunakan sebagai fluida dingin pada reactor. Spesifikasi molten salt yang digunakan adalah sebagai berikut :

- Komposisi :
- Potasium Nitrat, 53% berat
 - Sodium Nitrat, 7% berat
 - Sodium Nitrit, 50% berat

Titik leleh : 142 °C

$C_p \text{ mean} : 1,56 \text{ kJ/kg K}$

Berikut ini adalah skema aliran molten salt :



Gambar 4.5. Skema Aliran Molten Salt

4.5.4. Penyediaan Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik phthalic anhydride ini dipenuhi dari *steam turbin*. Untuk menghindari gangguan bila sewaktu-waktu listrik padam digunakan baterai penyimpanan daya dan sebuah *emergency generator*. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik yaitu berdasarkan pertimbangan sebagai berikut :

- ✦ Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
- ✦ Tegangan dapat dinaikkan dan diturunkan sesuai dengan kebutuhan dengan menggunakan transformator.

Generator AC yang digunakan jenis generator 3 Phase yang mempunyai keuntungan sebagai berikut :

- ✦ Tegangan listrik stabil

- ✦ Daya kerja lebih besar
- ✦ Kawat penghantar yang digunakan sedikit
- ✦ Motor 3 phase harganya relatif lebih murah dan sederhana

4.5.4.1. Kebutuhan Listrik

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi :

1. Listrik untuk keperluan proses dan untuk keperluan pengolahan air
2. Listrik untuk penerangan dan AC
3. Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi

1. Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Proses dan Pengolahan Air

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses dapat dilihat seperti berikut :

No.	Kode	Nama alat	Jumlah	hp
1	P-01	Pompa bahan baku o-xylene	1	2
2	P-02	Pompa aliran molten salt	1	3
3	P-03	Pompa dari FD-01	1	1.2
4	P-04	Pompa dari FD-02	1	2
5	P-05	Pompa dari Mixer	1	1
6	P-06	Pompa Produk	1	1.3
Total				10.5

Kebutuhan listrik untuk keperluan proses = 10.5 hp

Kebutuhan listrik untuk keperluan proses = 10.5 hp

Maka power yang dibutuhkan = 7.84 kW

Kebutuhan listrik untuk keperluan pengolahan air diperkirakan = 250 hp =

186,5 kW

Total power = (7,84 + 186,5) kW = 194,03 kW

2. Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC

Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC sangatlah penting, karena itu menunjang kebutuhan proses dan operasional pabrik.

Dalam menghitung kebutuhan listrik penerangan dan AC kita perlu menghitung kebutuhan tenaga listrik yang dibutuhkan.

Besarnya tenaga listrik yang dibutuhkan untuk keperluan proses dipakai standar dalam buku Perry, edisi 3 hal 1758.

Tabel 4.17

Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

No	Nama Lokasi	Luas (m ²)	Cd/ft	Lumen
1	a. Pos utama	80	10	8611,3
	b. Pos I s/d IV	75	10	8072,93
	c. Presensi	80	10	8611,13
2	Taman *	3750	10	403646,64
3	Head office	2250	30	726563,95
4	Unit utilitas	700	30	226042,12
5	a.Kantin I	400	10	43055,64
	b.Kantin II	300	10	32291,73
6	Masjid	260	10	27986,17
7	Warehouse	560	15	90416,85
8	Laboratorium	400	30	129166,93
9	Maintenance	560	30	180833,69
10	a. Main plant *	6000	30	1937503,87
	b. Storage tank *	260	30	83958,50
	c. Control room	300	30	96875,19
11	Daerah perluasan pabrik *	1125	10	121093,99
12	Unit pengolahan limbah *	700	30	226042,12
13	Pemadam kebakaran	360	20	77500,15
14	Bengkel	560	15	90416,85
16	Power plant *	360	20	77500,15
17	Poliklinik	300	15	48437,60
18	a. Parkir roda empat *	1500	10	161458,66
	b. Parkir roda dua *	500	10	53819,55
19	Lainnya *	2920	10	314306,19

Keterangan : (*) area di luar ruangan

Lampu yang direncanakan untuk semua area dalam bangunan menggunakan *fluorescent* 40 watt. Lumen output tiap lampu instant starting daylight 40 W adalah 1960 lumen. (Perry,1758)

Jumlah lumen di dalam ruangan = 1794882,06 lumen

Jumlah lampu yang dibutuhkan = $1794882,06 / 1960$

= 915,76 \approx 916 buah

Area outdoor digunakan lampu Mercury 250 W. Output tiap lampu adalah 10000 lumen (Perry, 1758)

Jumlah lampu yang dibutuhkan = $3379329,67 / 10000$

= 337,93 lamp \approx 338 lampu

Total daya penerangan = $(40 \times 916) + (250 \times 338)$

= 121,14 kW

Listrik untuk AC diperkirakan sebesar 30.000 watt = 30 kW

3. Kebutuhan Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi

Listrik untuk laboratorium dan instrumentasi diperkirakan 60 kW

Total kebutuhan Listrik = $(194,03 + 121,14 + 30 + 60)$ kW

= 405,516 kW

Faktor keamanan dipilih 10 % dari total kebutuhan, maka total kebutuhan

$$\text{listrik sebesar} = 1,1 \times 405,516 \text{ kW}$$

$$= 446,0681 \text{ kW}$$

4.5.4.2. Perancangan Steam Turbin

Berdasarkan karakteristik steam yang dihasilkan, maka dipilih jenis *straight condensing turbine*, dimana steam masuk pada tekanan yang sama dan keluar di bawah tekanan atmosfer (Perry, 6th ed., pg. 44-18).

Steam hilang selama proses penyiapan feed steam ke turbin diperkirakan sebesar 5%. Sehingga laju alir steam menjadi :

$$0,95 \times 32973,69 \text{ kg/jam} = 31325,0055 \text{ kg/jam}$$

Dari table 24-6, Perry, 6th ed., dipilih kondisi tekanan inlet dan outlet steam sebagai berikut :

Tabel.4.18

Kondisi inlet dan outlet steam

Keterangan	Kondisi	Tekanan		Temperatur	
		lb/sq.in.gage	atm	°F	°C
Inlet	Superheated	600	40,89	750	398,9
Outlet	Condensate	10	0,68	261	127,2

Direncanakan : (*Multistage Turbin*)

Jumlah stage : 7 stage

Diameter roda : 22 in.

Daya : 4000 hp

Putaran : 6000 rpm

Dari table 24-7, Perry, 6th ed., diperoleh *internal efficiency* sebesar 65%, sehingga:

$$\text{Theoretical steam rates} = 10,40/0,65 \text{ lb/kWh} = 16 \text{ lb/kWh}$$

Dari fig. 24-7, Perry, 6th ed., diperoleh harga :

Base steam rates sebesar 18,75 lb/hp.hr

Dan dari fig. 24-18, Perry, 6th ed., diperoleh :

Loss power sebesar 10 hp.

$$\begin{aligned} \text{Maka kebutuhan steam} &= (4000 + 10) \text{ hp} \times 18,75 \text{ lb/hp.hr} \\ &= 690525 \text{ lb/hr} = 31322,01 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Hasil tersebut mendekati dengan laju alir steam yang diproduksi, yakni sebesar 34111,01 kg/jam.

Pada fig. 24-19, Perry, 6th ed., untuk *multistage steam turbine* dengan kondisi inlet pressure 40,89 atm yang setara dengan 586,3 psig, diperoleh harga *efficiency* sebesar 71%.

Maka total daya yang dapat diproduksi oleh steam turbine adalah sebagai berikut :

$$0,71 \times 4000 \text{ hp} = 2840 \text{ hp} = 2117,79 \text{ kWh} = 2,1 \text{ MW}$$

Dari hasil perhitungan di atas diperoleh kelebihan pasokan daya sebesar :

$$(2117,79 - 480,07) \text{ kW} = 1712.274 \text{ kW}$$

Kelebihan pasokan daya tersebut digunakan untuk mengisi baterai dengan kapasitas daya sebesar 2 MW yang digunakan sebagai sumber listrik cadangan apabila pasokan listrik dari steam turbine terhenti karena suatu sebab. Selain itu, kelebihan listrik dijual ke industri lain dengan harga di bawah sewa listrik dari PLN.

4.5.4.3. Perancangan Generator

Digunakan generator dengan efisiensi 80 %, maka input generator :

$$= 405.516 / 0,8$$

$$= 506.5989 \text{ kW}$$

Ditetapkan input generator 800 kW, sehingga untuk keperluan lain masih tersedia

$$: = (800 - 600,09) \times 0,8$$

$$= 366.3805 \text{ kW}$$

Spesifikasi Generator :

Tipe = AC generator

Kapasitas = 400 kW

Tegangan = 220/360 V

Efisiensi = 80 %

Fase = 3

Jumlah = 2 buah

Bahan bakar = solar

4.5.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Untuk menjalankan generator dan bahan bakar boiler, digunakan bahan bakar :

- a. Jenis bahan bakar = Solar
- b. Heating value = 19440 Btu/lb
- c. Efisiensi = 80 %
- d. Density = 54,26 lb/ft³
- e. S.g = 0,8691
- f. Kapasitas input generator = 400 kW
= 13602203,56 Btu/jam
- g. Kapasitas boiler = 97589.69147
- h. Kebutuhan Solar = $(2 \times 13602203,56 / (0,8 \times 0,8691 \times 19440))$
X $(247385565 / (0,8 \times 19440))$
= 17919.71 lb/jam = 330.229 ft³/jam
= 9.35 m³/jam

4.4.6. Unit Pengadaan Udara Tekan

Pada perancangan pabrik phthalic anhydride, udara tekan digunakan untuk menjalankan instrumentasi dan udara plant di peralatan proses, seperti untuk menggerakkan control valve serta untuk pembersihan peralatan pabrik.

Peralatan pada unit ini adalah IA/PA Compressor, IA/PA reservoir, Filter air, Instrument air dry.

Udara terkompresi disuplai oleh IA/PA Compressor dengan jenis screw tipe package. Udara dari IA/PA reservoir dibagi menjadi dua, yaitu untuk kebutuhan plant dan instrumentasi. Udara untuk kebutuhan instrumentasi terlebih dahulu disaring dengan pre filter dryer yang berbentuk package, lalu dikeringkan. Hal ini dilakukan karena udara tekan untuk instrumentasi tidak boleh mengandung air. Media pada dryer dapat berupa *activated alumina* atau *silica gel*. Udara yang keluar dari drier disaring dulu dengan dust filter untuk menghilangkan kotoran yang mungkin terbawa, kemudian ditampung dalam IA reservoir dan disalurkan untuk kebutuhan instrumentasi. Salah satu penggunaannya adalah sebagai transmisi pneumatic untuk instrumen kontrol. Sedangkan untuk kebutuhan plant air, udara terlebih dahulu masuk ke filter pada screw compressor untuk kemudian dikompresi.

4.5.7. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang berasal dari pabrik phthalic anhydride dapat diklasifikasikan menjadi tiga, yaitu :

- ↳ Bahan buangan gas
- ↳ Bahan buangan cair
- ↳ Bahan buangan padat

a. Pengolahan limbah gas

Untuk menghindari pencemaran udara dari bahan buangan gas, maka dilakukan proses pengolahan limbah dengan menggunakan *catalytic incinerator*.

Pada catalytic incinerator ini semua polutan organik dibakar hingga hanya menghasilkan CO₂ dan H₂O. Incinerator ini menggunakan palladium dan platinum sebagai katalis. Dengan adanya katalis ini, polutan organik akan terbakar dengan penambahan oksigen ke dalam incinerator sehingga tidak membutuhkan penggunaan bahan bakar tambahan dan panas yang dihasilkan oleh incinerator dapat dimanfaatkan untuk membangkitkan steam.

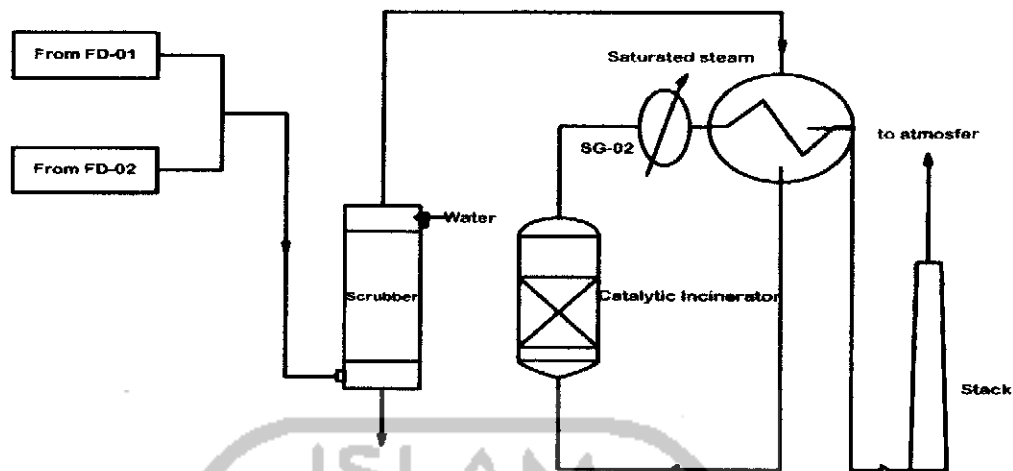
Katalis palladium ditempatkan pada bagian atas bed reaktor yang berfungsi untuk menginisiasikan reaksi oksidasi pada suhu yang lebih rendah dari bed kedua. Sedangkan platinum ditempatkan pada bagian bawah yang merupakan tempat berlangsungnya reaksi utama. Spesifikasi katalis palladium yang digunakan adalah berbentuk tablet berukuran 4,5 mm × 6,5 mm dengan densitas sebesar 0,8 kg/m³. Sedangkan katalis platinum berbentuk tablet berukuran 4,5 mm × 4,5 mm dengan densitas 0,8 kg/m³.

(Manual Operating Book, KTI B.V. BOC Gases Indonesia)

Tekanan dalam incinerator berkisar pada 20 atm. Aliran feed gas masuk ke dalam catalytic incinerator pada suhu 400 °C dan keluar pada kisaran suhu 650 – 750 °C. Setelah melewati sebuah steam generator (SG-02) dan sebuah heat exchanger, gas buang dialirkan menuju cerobong dan dibuang ke udara pada ketinggian tertentu.

(Kirk and Othmer, pg. 1.17-5)

Berikut adalah skema pengolahan limbah gas :



Gambar 4.6. Skema Pengolahan Limbah Gas

b. Pengolahan limbah cair

Limbah cair pabrik phtalic anhydride berasal dari :

- ✦ Air buangan sanitasi
- ✦ Air berminyak dari pompa
- ✦ Air sisa dari unit demin dan regenerasi resin
- ✦ Air limbah dari laboratorium dan limbah cair dari proses

1. Limbah sanitasi

Limbah sanitasi pembuangan air yang sudah terpakai untuk keperluan kantor dan pabrik lainnya seperti pencucian, air masak dan lain-lain. Penanganan limbah ini tidak memerlukan hal khusus karena seperti limbah rumah tangga lainnya. Air buangan ini tidak mengandung bahan-bahan kimia yang berbahaya. Yang perlu diperhatikan di sini adalah volume buangan yang diizinkan dan kemana pembuangan air limbah ini.

2. Air berminyak dari pompa

Air berminyak berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat-alat lainnya. Pemisahan dilakukan berdasarkan perbedaan berat jenis. Minyak

di bagian atas dialirkan ke tungku pembakar, sedangkan air di bagian bawah dialirkan ke panampung akhir, kemudian dibuang.

3. Air Sisa dari Unit Demin dan Regenerasi Resin

Air sisa dari unit demin dan regenerasi resin mengandung CH_3OH dan H_2SO_4 yang kemudian dinetralkan dalam kolam netralisasi. Penetralkan dilakukan dengan larutan H_2SO_4 bila pH air buangan lebih dari 7, sedangkan jika pH kurang dari 7, maka ditambahkan NaOH .

4. Air Limbah dari Laboratorium dan Limbah Cair dari Proses

Secara umum air limbah yang berasal dari setiap kegiatan di pabrik phthalic anhydride ini harus diolah agar dapat dibuang ke lingkungan dengan kisaran parameter air yang sesuai dengan peraturan pemerintah, yaitu :

- COD = maks. 100 mg/l
- BOD = maks. 20 mg/l
- TSS = maks. 80 mg/l
- Oil = maks. 5 mg/l
- pH = 6,5 – 8,5

Adapun langkah-langkah proses *waste water treatment* adalah sebagai berikut :

1. Bak ekualasi

Limbah proses yang berasal dari low boiling point residue, high boiling point residue dan unit recovery maleic anhydride dialirkan ke

kolam ekualisasi yang berfungsi sebagai penampung atau pencampur antara limbah cair dengan oil yang kemudian dipompakan menuju oil separator.

2. Oil separator

Oil separator berfungsi untuk memisahkan limbah dari oli secara fisika berdasarkan perbedaan berat jenis. Oli akan dialirkan ke dalam oil tank dan jika penuh akan dibuang dan kemudian dibakar. Sedangkan limbah yang tidak mengandung oli akan dialirkan menuju pre treatment flocculant.

3. Pre treatment flocculant

Pada tahap ini, limbah diperiksa pH-nya, apabila kondisi pH asam maka ditambahkan kapur dan apa bila terlalu basa penambahan kapur dihentikan. Selain itu juga dilakukan penambahan Poly Aluminium Chloride (PAC) dan Poly Electrolyte Anionic (PEA) yang berfungsi untuk membentuk flok-flok berukuran besar.

4. Flocculant

Pada tahap ini, limbah yang jernih mengalir melalui pipa pemisah, walaupun terkadang flocc yang terbentuk pada tahapan sebelumnya terbawa masuk dalam aliran ini.

5. Sedimentasi I

Pada tahap ini diharapkan semua flocc yang terbentuk akan terpisah dengan scrapper. Endapan yang tertinggal harus dibuang dengan

pompa menuju belt press filter. Proses ini bertujuan untuk menurunkan kadar *Total Suspended Solid* (TSS).

6. pH control

pH control berfungsi untuk mengontrol pH yang agak basa setelah mengalami proses koagulasi-flokulasi dengan menambahkan sejumlah asam sulfat untuk mencapai pH netral.

7. Biological treatment I

Proses pengolahan secara biologis ini dipengaruhi oleh faktor jumlah dan konsentrasi air limbah. Dua hal penting yang harus diperhatikan adalah proses penambahan oksigen dan pertumbuhan bakteri. pH limbah harus netral dan bakteri harus diberi nutrisi berupa TSP (phospat) dan urea. Bakteri yang digunakan pada tahap ini adalah bakteri aerob jenis *concorcia*, dimana suplai oksigen berasal dari pompa aerator.

8. Sedimentasi II

Kondisi limbah dari biological treatment I akan berubah karena adanya peruraian oleh bakteri. Tidak terjadi bau karena peruraian yang sempurna oleh bakteri ini, namun akan terbentuk endapan. Pada tahap ini endapan dipisahkan dan effluent dialirkan secara overflow.

9. Biological Treatment II

Pada prinsipnya, perlakuan yang ada pada tahap ini sama dengan pada tahap Biological Treatment I. Namun beban yang ada lebih ringan dan

diharapkan semua parameter air buangan seperti COD, BOD, TSS, TS dan pH telah memenuhi spesifikasi yang diinginkan.

10. Sedimentasi III

Pada tahap ini limbah bias digunakan lagi sebagai treated water. Motor scrapper secara terus menerus dijalankan karena berfungsi untuk mengendapkan lumpur dan busa yang timbul di permukaan.

11. Belt Press Filter

Lumpur yang dihasilkan dari kolam sedimentasi I, II dan III dimasukkan pada Belt Press Filter sebagai alat untuk memisahkan air dan sludge. Sludge akan dialirkan melalui conveyor untuk pengeringan lebih lanjut. Selanjutnya digunakan untuk membuat pupuk, sedangkan air dikirim ke bak equalisasi.

c. Pengolahan limbah padat

Limbah padat berupa lumpur / pasir yang dihasilkan dari unit pengolahan air dimanfaatkan sebagai penimbun yang sebelumnya diturunkan kadar airnya. Adapun limbah padat yang berasal dari toilet diolah di septic tank.

4.6. Organisasi Perusahaan

4.6.1. Bentuk Perusahaan

Pabrik Phthalic Anhydride akan direncanakan mempunyai bentuk perusahaan sebagai Perseroan Terbatas (PT) yang mengambil lokasi di Kota Tangerang, Propinsi Banten. Perusahaan memperoleh modal dari penjualan saham

dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan. Dalam Perseroan Terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor sebagai berikut :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Efisiensi dari manajemen
Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cakap dan berpengalaman
4. Lapangan usaha lebih luas
Suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.
5. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi
6. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan yang ada
7. Mudah bergerak di pasar modal

4.6.2. Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang digunakan dalam perusahaan tersebut. Hal ini disebabkan kelancaran perusahaan berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalamnya. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain :

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
2. Pendelegasian wewenang
3. Pembagian tugas kerja yang jelas
4. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
5. Sistem pengontrolan atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpegang pada pedoman tersebut, maka dipilih struktur organisasi yang baik, yaitu *Line and Staff System*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Pembagian kerja dalam sistem ini adalah seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Untuk mencapai kelancaran produksi perlu dibentuk staff ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli di bidangnya. Staff ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi sistem line and staff ini yaitu :

1. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staff yaitu orang-orang yang melaksanakan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya. Dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasinya.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya dibantu oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh Direktur Utama dibantu oleh Direktur Teknik dan Direktur Keuangan dan Umum. Direktur Teknik membawahi bidang teknik dan produksi. Sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi kelancaran keuangan perusahaan. Direktur-direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang akan bertanggung jawab membawahi bagian dalam perusahaan, sebagai pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian membawahi beberapa seksi dan masing-masing seksi akan membawahi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas masing-masing seksi.

4.6.3. Tugas dan Wewenang

4.6.3.1. Pemegang Saham

Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham. Pemegang saham merupakan sekelompok orang yang mengumpulkan modalnya untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada

perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang:

- ✦ Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- ✦ Mengangkat dan memberhentikan Direktur
- ✦ Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

4.6.3.2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksanaan tugas sehari-hari dari pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab kepada pemegang saham.

Tugas Dewan Komisaris meliputi :

- ✦ Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya
- ✦ Mengawasi tugas-tugas direksi
- ✦ Membantu direksi dalam tugas-tugas penting

4.6.3.3. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggungjawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur

Utama bertanggungjawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur Utama harus melaksanakan segala kebijakan perusahaan yang telah ditetapkan dan dikoordinasikan dengan direktur-direktur bagian sehingga tercipta kerjasama yang baik. Kestabilan manajemen dan organisasi perusahaan serta kontinuitas hubungan yang baik antar pemilik saham, pimpinan, karyawan dan konsumen juga merupakan sebuah tanggung jawab yang harus dijaga oleh Direktur Utama. Selain itu, Direktur Utama mempunyai wewenang untuk mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat umum pemegang saham.

4.6.3.4. Direktur

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

- ↳ Bertanggung jawab terhadap Direktur Utama dalam bidang teknik dan produksi
- ↳ Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan para kepala bagian yang menjadi bawahannya

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

- ↓ Bertanggung jawab terhadap Direktur Utama dalam bidang keuangan dan pelayanan umum
- ↓ Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan para kepala bagian yang menjadi bawahannya

4.6.3.5. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada direktur sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang staff ahli adalah sebagai berikut :

- ↓ Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan usaha
- ↓ Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan
- ↓ Memberikan saran-saran di bidang hukum

4.6.3.6. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya, sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Pada tiap-tiap bagian, Kepala Bagian dapat juga bertindak sebagai *Staff Director*.

Dalam menjalankan tugasnya Kepala Bagian bertanggungjawab kepada direktornya masing-masing. Kepala Bagian terdiri dari :

a. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi dan Teknik dalam bidang mutu dan kelancaran produksi serta mengkoordinir para seksi yang menjadi bawahannya. Kepala Bagian Produksi membawahi :

1. Seksi Proses

Seluruh jalannya operasional proses produksi dijalankan dan dikontrol oleh seksi produksi. Seksi produksi juga bertugas melakukan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

2. Seksi Pengendalian Proses

Seksi Pengendalian bertugas menangani hal-hal yang dapat mengancam jalannya produksi dan keselamatan pekerja serta mengurangi potensi bahaya yang ada.

b. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Penelitian dan Pengembangan terdiri dari ahli-ahli atau sarjana-sarjana sebagai pembantu direktur dan bertanggung jawab kepada direktur. Litbang membawahi dua seksi, yaitu :

1. Seksi Penelitian dan Pengembangan
2. Seksi Laboratorium

Tugas dan wewenang Seksi Litbang :

- ↳ Mempertinggi mutu suatu produk dan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat
- ↳ Memperbaiki proses dari pabrik / perencanaan alat untuk pengembangan produksi
- ↳ Mempertinggi efisiensi kerja

Tugas Seksi Laboratorium meliputi :

- ↳ Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- ↳ Mengawasi dan menganalisa mutu produksi (Quality Control)
- ↳ Mengawasi hal-hal tentang buangan pabrik

c. Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala Bagian Produksi membawahi :

1. Seksi Pembelian, bertugas :

- ↳ Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan

- ↓ Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang

2. *Seksi Penjualan / pemasaran*, bertugas :

- ↓ Merencanakan strategi penjualan hasil produksi
- ↓ Mengatur distribusi barang dari gudang

d. **Kepala Bagian Teknik**

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi terhadap pelaksanaan kegiatan pabrik yang meliputi pemeliharaan dan perbaikan alat serta pengadaan suku cadang alat. Selain itu, kepala bagian teknik harus mampu mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Pemeliharaan dan Perbaikan atau Kepala Bagian Teknik membawahi :

1. *Seksi Pemeliharaan*

Bertugas melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik, memperbaiki kerusakan peralatan pabrik, yang berhubungan dengan mesin-mesin produksi.

2. *Seksi Utilitas*

Bertanggung jawab atas tersedianya segala bahan penunjang yang diperlukan untuk menjalankan seluruh operasional perusahaan baik itu

kebutuhan listrik, air dan steam dengan cara menjalankan dan mengontrol jalannya unit utilitas.

e. Kepala Bagian Keuangan dan Administrasi

Bertanggung jawab pada Direktur Keuangan dan Umum di bidang perencanaan serta pengelolaan administrasi dan keuangan perusahaan dengan mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala Bagian Keuangan membawahi :

1. Seksi Administrasi

Bertugas melaksanakan sistem administrasi yang telah ditetapkan perusahaan dan menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi kantor, pembukuan perusahaan dan menangani masalah perpajakan.

2. Seksi Akuntansi

Bertugas menghitung penggunaan uang perusahaan, menanamkan uang dan membuat ramalan tentang keuntungan masa depan.

f. Kepala Bagian Umum

Bertanggung jawab pada Direktur Keuangan dan Umum di bidang pengelolaan dan pembinaan tenaga kerja dan kesejahteraan karyawan serta hubungan dengan lingkungan masyarakat sekitar perusahaan. Untuk itu, kepala bagian umum harus mampu mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala Bagian Umum membawahi :

1. Seksi Personalia

- ↓ Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja dan lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- ↓ Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dan menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis.
- ↓ Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.
- ↓ Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.
- ↓ Bertugas memberikan layanan kesehatan terhadap karyawan dan pertolongan pertama bila terjadi kecelakaan akibat kerja.

2. Seksi Keamanan

- ↓ Menjaga keamanan semua bangunan pabrik maupun fasilitas pabrik.
- ↓ Menjaga keluar masuknya orang, baik karyawan maupun bukan di lingkungan pabrik.
- ↓ Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

3. Seksi Humas

Bertugas mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

4.6.3.7. Kepala Seksi

Bertanggung jawab kepada Kepala Bagian atas pelaksanaan tugas pada seksi yang diembannya dan melakukan koordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan Kepala Regu yang menjadi bawahannya.

4.6.3.8. Kepala Regu

Bertanggungjawab kepada kepala seksi atas pelaksanaan tugas pada regu yang diembannya dan melakukan koordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan operator yang menjadi bawahannya.

4.6.4. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik Phthalic anhydride direncanakan beroperasi 24 jam perhari, selama 330 hari dalam setahun. Sedangkan sisanya digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Untuk itu dalam menentukan jam kerja, karyawan dibagi menjadi 2 kelompok, yaitu :

1. *Karyawan non shift (Daily)*

Karyawan non shift adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Karyawan non shift terdiri dari Direktur, Kepala Bagian, Kepala Seksi dan karyawan bagian administrasi. Karyawan non shift dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari mulai jam 08.00 – 17.00 dengan masa istirahat selama 1 jam antara jam 12.00 –13.00.

2. *Karyawan shift*

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Karyawan shift terdiri dari kepala regu dan operator produksi, sebagian dari bagian teknik dan bagian keamanan. Para karyawan shift bekerja bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut :

- Shift pagi : pukul 08.00 – 16.00
- Shift sore : pukul 16.00 – 24.00
- Shift malam : pukul 24.00 – 08.00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat atau libur yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur nasional, regu yang bertugas tetap masuk diperhitungkan sebagai kerja lembur.

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh kedisiplinan karyawannya, karena kelancaran produksi secara tidak langsung akan mempengaruhi jalannya perkembangan dan kemajuan perusahaan, untuk itu kepada seluruh karyawan perusahaan diberlakukan absensi. Disamping masalah absensi nantinya akan digunakan oleh pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam pengembangan karier pada karyawan di dalam perusahaan.

4.6.5. Sistem Penggajian Karyawan

Sistem penggajian karyawan di pabrik phtalic anhydride dibagi menjadi tiga golongan berdasarkan macamnya, yaitu :

1. *Gaji bulanan*

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap. Besarnya gaji disesuaikan dengan peraturan perusahaan.

2. *Gaji harian*

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

3. *Gaji lembur*

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan. Besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.

Sistem gaji karyawan yang berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Penggolongan karyawan ini dapat dibagi menjadi tiga golongan sebagai berikut :

1. *Karyawan tetap*

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) dari Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap bulan.

2. *Karyawan harian*

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan Direksi tanpa SK Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap pekan.

3. *Karyawan borongan*

Karyawan borongan adalah karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.6.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji

4.5.6.1. Penggolongan Jabatan

- | | |
|----------------------|-------------------------|
| 1. Direktur Utama | : Sarjana semua jurusan |
| 2. Direktur Produksi | : Sarjana Teknik Kimia |

- | | |
|----------------------------------|-------------------------|
| 3. Direktur Keuangan dan Umum | : Sarjana Ekonomi |
| 4. Kepala Bagian Litbang | : Sarjana Teknik Kimia |
| 5. Kepala Bagian Produksi | : Sarjana Teknik Kimia |
| 6. Kepala Bagian Teknik | : Sarjana Teknik Mesin |
| 7. Kepala Bagian Pemasaran | : Sarjana Ekonomi |
| 8. Kepala Bagian Keuangan | : Sarjana Ekonomi |
| 9. Kepala bagian Umum | : Sarjana Hukum / FISIP |
| 10. Kepala Seksi | : Sarjana Muda / DIII |
| 11. Operator dan karyawan biasa | : STM / SMU / sederajat |
| 12. Sekretaris | : Akademi Sekretaris |
| 13. Paramedis | : Dokter |
| 14. Perawat | : Akademi Keperawatan |
| 15. Sopir dan Satpam | : STM / SMU |
| 16. Pesuruh dan Cleaning Service | : SMP / sederajat |

4.6.6.2 Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien.

Penentuan Jumlah Karyawan Proses :

Berdasarkan Peter & Timmerhous, hal 198-202

Kapasitas Produksi = 45.000 ton / tahun

1 tahun = 330 hari

Jadi kapasitas produksi = $\frac{1}{330 \text{ hari / tahun}} \times 45.000 \text{ ton / tahun}$

ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku. Sedangkan biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja, diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

2. *Fasilitas Pendidikan*

Perusahaan menyediakan bea siswa bagi anak-anak karyawan yang berprestasi di sekolahnya. Selain itu perusahaan mengadakan pengembangan Sumber Daya Manusia melalui pelatihan, pendidikan, pembinaan dan pemantapan budaya perusahaan. Kegiatan ini bertujuan untuk memberi kesempatan belajar kepada karyawan untuk mengembangkan diri sesuai kemampuan yang dimiliki.

3. *Fasilitas Asuransi*

Fasilitas asuransi diberikan untuk memberikan jaminan sosial dan memberikan perlindungan kepada karyawan terhadap hal yang tidak diinginkan.

4. *Fasilitas Transportasi*

Perusahaan memberikan fasilitas transportasi berupa mobil dan sopir untuk kegiatan operasional, serta transportasi bus antar jemput karyawan non shift maupun karyawan shift.

5. *Fasilitas Koperasi*

Koperasi karyawan (KOPKAR) didirikan dengan tujuan untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan dan memenuhi kebutuhan sehari-hari karyawan dengan harga murah.

= 136 ton / hari

Dari Fig 6-8, Peter & Timmerhous (garis c) untuk kapasitas 136 ton/hari diperoleh karyawan proses sebesar 36 *manhour/hari* tiap proses. Langkah proses secara umum pada pabrik ini ada 5.

Maka jumlah karyawan proses = $36 \times 5 / 24 = 7,5$ *manhour*

karyawan proses (4 shift) = 30 karyawan

Setiap shift dipimpin oleh seorang foreman

Total karyawan proses = 34 karyawan

Tabel 4.19
Perincian Jumlah Kayawan

No	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Produksi	1
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1
4.	Staff Ahli	4
5.	Sekretaris	3
6.	Kepala Bagian Produksi	1
7.	Kepala Bagian Teknik	1
8.	Kepala Bagian Litbang	1
10.	Kepala Bagian Pemasaran	1
11.	Kepala Bagian Keuangan	1
12.	Kepala Bagian Umum	1
13.	Kepala Seksi Proses	1
14.	Kepala Seksi Pengendalian Proses	1
15.	Kepala Seksi Litbang	1

16.	Kepala Seksi Laboratorium	1
17.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
18.	Kepala Seksi Utilitas	1
19.	Kepala Seksi Akuntansi	1
20.	Kepala Seksi Administrasi	1
21.	Kepala Seksi Pemasaran	1
22.	Kepala Seksi Pembelian	1
23.	Kepala Seksi Keamanan	1
24.	Kepala Seksi Humas	1
25.	Kepala Seksi Personalia	1
27.	Karyawan Proses	34
28.	Karyawan Pengendalian Proses	12
29.	Karyawan Litbang	4
30.	Karyawan Laboratorium	3
31.	Karyawan Pemeliharaan	3
32.	Karyawan Utilitas	12
33.	Karyawan Akuntansi	3
34.	Karyawan Administrasi	3
35.	Karyawan Pemasaran	6
36.	Karyawan Pembelian	3
37.	Karyawan Humas	3
38.	Karyawan Personalia	3
39.	Karyawan Keamanan	10
40.	Dokter	2
42.	Perawat	2

38.	Karyawan Personalia	3
39.	Karyawan Keamanan	10
40.	Dokter	2
42.	Perawat	2
43.	Sopir	4
44.	Pesuruh dan Cleaning Service	10
Total		146

Tabel 4.20
Perincian Gaji

No	Jabatan	Gaji/bulan (Rp)
1	Direktur Utama	50.000.000,00
2	Direktur	30.000.000,00
3	Staf Ahli	15.000.000,00
4	Kabag Proses	11.000.000,00
5	Kasie Proses	6.000.000,00
6	Kabag non Proses	10.000.000,00
7	Kasie non Proses	5.000.000,00
8	Sekretaris	2.000.000,00

9	Foreman	2.000.000,00
10	Karyawan Proses	1.750.000,00
11	Karyawan non Proses	1.500.000,00
12	Karyawan Keamanan	1.200.000,00
13	Dokter	7.500.000,00
14	Perawat	1.250.000,00
15	Sopir	1.000.000,00
16	Cleaning Service & Pesuruh	800.000,00

4.6.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan dan keluarganya, perusahaan memberikan fasilitas-fasilitas penunjang antara lain berupa :

1. Fasilitas Kesehatan

Perusahaan memberikan fasilitas poliklinik yang berada di areal pabrik. Poliklinik ini berfungsi sebagai pertolongan pertama pada karyawan selama jam kerja. Untuk menangani kecelakaan berat, baik akibat kerja maupun bukan, yang menimpa karyawan dan keluarganya, perusahaan menunjuk rumah sakit rujukan untuk menanganinya. Selain itu perusahaan juga bekerja sama dengan beberapa rumah sakit. Bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja, biaya pengobatan akan

ditanggung perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku. Sedangkan biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja, diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

2. *Fasilitas Pendidikan*

Perusahaan menyediakan bea siswa bagi anak-anak karyawan yang berprestasi di sekolahnya. Selain itu perusahaan mengadakan pengembangan Sumber Daya Manusia melalui pelatihan, pendidikan, pembinaan dan pemantapan budaya perusahaan. Kegiatan ini bertujuan untuk memberi kesempatan belajar kepada karyawan untuk mengembangkan diri sesuai kemampuan yang dimiliki.

3. *Fasilitas Asuransi*

Fasilitas asuransi diberikan untuk memberikan jaminan sosial dan memberikan perlindungan kepada karyawan terhadap hal yang tidak diinginkan.

4. *Fasilitas Transportasi*

Perusahaan memberikan fasilitas transportasi berupa mobil dan sopir untuk kegiatan operasional, serta transportasi bus antar jemput karyawan non shift maupun karyawan shift.

5. *Fasilitas Koperasi*

Koperasi karyawan (KOPKAR) didirikan dengan tujuan untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan dan memenuhi kebutuhan sehari-hari karyawan dengan harga murah.

6. *Fasilitas Kantin*

Kantin disediakan untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan. Fasilitas makan ini sepenuhnya ditanggung oleh perusahaan.

7. *Fasilitas Peribadatan*

Perusahaan menyediakan tempat ibadah seperti mushola di areal pabrik.

8. *Fasilitas Tunjangan Lain*

Perusahaan memberikan tunjangan-tunjangan berupa :

- a. Tunjangan Hari Raya (THR) bagi semua karyawan
- b. Bonus tahunan bila produksi melebihi target yang ditetapkan
- c. Tunjangan kematian
- d. Tunjangan melahirkan bagi karyawan wanita dan istri karyawan
- e. Tunjangan hari tua yang dibayarkan sekaligus
- f. Tunjangan perjalanan dinas
- g. Pakaian kerja yang diberikan kepada karyawan sebanyak 2 pasang seragam harian dan 1 pasang wear pack untuk karyawan bagian Produksi dan Teknik pertahunnya

9. *Peralatan Safety*

Untuk menjaga keselamatan kerja karyawan pabrik, diberikan peralatan safety berupa safety helmet, safety shoes, masker, gogle, glove dan alat-alat safety lainnya.

10. Fasilitas Cuti

Perusahaan memberikan kesempatan kepada karyawan untuk beristirahat sesuai dengan waktu yang telah ditentukan. Oleh karena itu perusahaan memberikan waktu cuti karyawan berupa :

- a. Cuti tahunan, yang diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun. Cuti ini diberikan kepada karyawan yang masa kerjanya minimal 1 tahun.
- b. Cuti sakit, diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

4.6.8. Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuannya adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produk sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selanjutnya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindari terjadinya penyimpangan yang tidak diinginkan. Perencanaan ini sangat erat hubungannya dengan pengendalian dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional, sehingga

penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

4.6.8.1. Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

1. *Kemampuan Pasar*

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik, oleh karenanya perlu dicari alternatif lain untuk menyusun rencana produksi, misalnya :
 - Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
 - Rencana produksi tetap dengan pertimbangan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan periode berikutnya.

2. *Kemampuan Pabrik*

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

- a. Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan dicapai target produksi yang diinginkan.

b. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan pada karyawan agar ketrampilannya meningkat.

c. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

4.7 Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi bertujuan untuk mengetahui apakah suatu pabrik yang dirancang menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada pra-rancangan pabrik Phthalic Anhydride ini dilakukan evaluasi serta penilaian investasi, yang ditinjau dengan metode :

1. Profit on sales
2. Return of investment
3. Pay out time
4. Break even point
5. Shut down point

Untuk meninjau faktor-faktor di atas, perlu dilakukan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu :

1. Penafsiran modal industri (Total Capital Investment), yang terdiri dari :
 - a) Modal tetap (Fixed Capital Investment)
 - b) Modal kerja (Working Capital)
2. Penentuan biaya produksi total (Production Cost), yang terdiri dari :
 - a) Biaya pengeluaran (Manufacturing Cost)
 - b) Biaya pengeluaran umum (General Expense)

3. Total pendapatan

(Peters and Timmerhaus, 1990, p.297)

4.7.1. Penafsiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan tergantung pada kondisi perekonomian yang sedang terjadi. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangat sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga suatu alat dari data peralatan serupa pada tahun lalu.

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan adalah :

$$Ex = Ey \cdot \left(\frac{Nx}{Ny} \right) \quad (\text{Aries \& Newton, p.16})$$

Dalam hubungan ini :

Ex = Harga alat untuk tahun x

E_y = Harga alat untuk tahun y

N_x = Nilai index tahun x

N_y = Nilai index tahun y

4.7.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi = 45.000 ton / tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Pabrik didirikan = tahun 2015

Harga oxylene = US\$ 0,7 / kg

Harga V_2O_5 = US\$ 3,37 / kg

Harga phthalic anhydride = US\$ 0,9 / kg

4.7.3. Perhitungan Biaya

4.7.3.1. Capital Investment

Capital investment adalah pengeluaran keuangan yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produktif dan pengoperasiannya. Capital investment meliputi :

- Fixed Capital

Fixed capital adalah investasi yang digunakan untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembantunya.

- Working Capital

Working capital adalah dana yang diperlukan untuk menjalankan usaha secara normal.

4.7.3.2. Manufacturing Cost

Manufacturing cost merupakan jumlah direct, indirect dan fixed manufacturing cost yang bersangkutan dengan produk.

- Direct Manufacturing Cost

Merupakan pengeluaran khusus yang bersangkutan langsung dalam pembuatan produk.

- Indirect Manufacturing Cost

Adalah pengeluaran sebagai akibat tidak langsung dari operasi pabrik.

- Fixed Manufacturing Cost

Merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan fixed capital dan harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

4.7.3.3. General Expense

General expense adalah pengeluaran yang tidak berkaitan dengan produksi, tetapi berhubungan dengan operasional perusahaan secara umum.

4.7.4. Analisa Kelayakan

Untuk mengetahui apakah keuntungan yang diperoleh nantinya cukup besar atau tidak, serta untuk memutuskan apakah pabrik tersebut potensial didirikan atau tidak harus dilakukan analisa / evaluasi kelayakan.

Ada beberapa faktor yang digunakan untuk menyatakan kelayakan. Antara lain adalah sebagai berikut :

- a. Profit on Sales (POS)

POS adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan terhadap nilai penjualan.

$$\% \text{ POS} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{penjualan produk}} \times 100\%$$

b. Percent Return of Investment (ROI)

ROI adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari investasi yang telah dikeluarkan.

$$\% \text{ ROI} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

c. Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah waktu pengembalian modal berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{keuntungan} + \text{depresiasi}} \times 100\%$$

d. Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik impas yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP ini kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang harus dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

$$\text{BEP} = \frac{F_a + 0,3.R_a}{(S_a - V_a - 0,7.R_a)} \times 100\%$$

Dalam hubungan ini :

Fa = Fixed manufacturing cost

Ra = Regulated cost

Va = Variable cost

Sa = Penjualan produk

e. Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Penyebabnya antara lain karena variable cost terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

$$SDP = \frac{0,3 \cdot Ra}{(Sa - Va - 0,7 \cdot Ra)} \times 100 \%$$

Selain cara diatas masih banyak cara lain untuk menganalisa kelayakan suatu pabrik yang akan didirikan.

4.7.5. Hasil Perhitungan

4.7.5.1. Fixed Capital Investment

Physical Plan Cost (PPC)	Dolar	Rupiah
PEC	6.674.858,32	60.073.724.892,80
Instalasi	35.621.493,91	320.593.445.177,91
Piping	6.597.054,50	59.373.490.537,02
Instrumentasi	4.780.867,27	43.027.805.454,47
Insulasi	2.425.198,52	21.826.786.711,05
Listrik	2.692.192,86	24.229.735.706,76
Bangunan	3.125.000,00	30.000.000.000,00
Tanah	5.555.555,56	50.000.000.000,00
Utilitas	2.669.943,33	24.029.489.957,12
Enviromental	2.002.457,50	18.022.117.467,84
Total	72.144.621,77	651.176.595.904,96
Total PPC		651.176.595.904,96

Physical Plant Cost : Rp.651.176.595.904,96

Engineering and Construction

Besarnya Rp.130235319180,99

Direct Plant Cost (DPC)

Besarnya Rp.781411915085,96

Contractor's Fee

Besarnya 4-10 % DPC 0.05

Biaya Contractor's Fee Rp.46884714905

Contingency

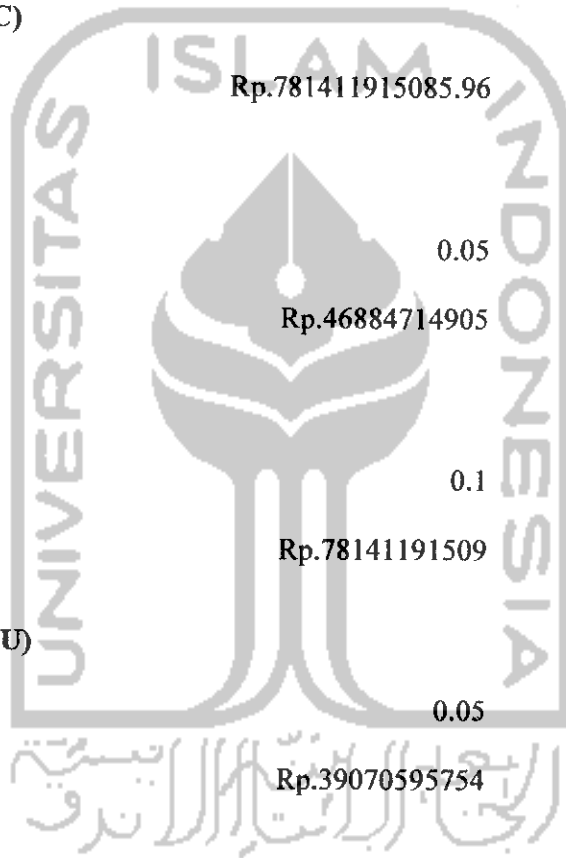
Besarnya 10-25% DPC 0.1

Biaya Contingency Rp.78141191509

Plant Star Up Cost (PSU)

Biaya Star Up 0.05

Total Star Up Rp.39070595754



Total Fixed Capital Investment**(FCI)**

Besarnya Rp.1075743736435.000

B. MANUFACTURING COST**(MC)****Direct Manufacturing Cost (DMC)****Raw material**

O-xylenc/thn (0.7/US\$/kg) US\$29882.7144 ton/tahun

katalis (3.7/US\$/kg) US\$370

Total Biaya US\$/30252.7144 Rp.272274429.6

Labor

Operator Rp.1750000

Kepala regu (foreman) Rp.2000000

Total Labor Cost Rp.60500000

Supervisi

Kepala Seksi Rp.6000000

Kepala Bagian Rp.11000000

Total supervisi Rp.144000000

Maintenance (M)

Biaya 2-10% FCI 0.04

Total Maintenacc Rp.43029749457

Total Maintenance	Rp.43029749457
Plant Supplies (PS)	
Besarnya 15% Maintenance	
Total Plant Supplies	Rp.6454462419
Royalties Patent	
Harga Jual	0.85 US\$/kg
Harga Jual/thn	Rp.36450000000.00
Royalties Patent	Rp.7290000000
Utilitas	
Besarnya 20%(Building+Contingensy)	
Total utilitas	Rp.21628238302
Total DMC	Rp.78879224607
Indirect Manufacturing Cost (IMC)	
Pay Roll Overhead	
besarnya 15-20%	
Total PRO	Rp.9075000
Laboratory	
Besarnya 10-20%	
Total Lab	Rp.6050000

Besarnya 50-100%	
total POH	Rp.30250000
Packing and Tranfortation	
Besarnya Packing	Rp.14580000000
Besarnya Shipping	Rp.605000
Total Packing & Shipping	Rp.14580605000
Total IMC	Rp.14595730000
Fixed Manufacturing Cost (FMC)	
Depresiasi	
Besarnya 8-10% FCI	
Total Depresiasi	Rp.53787186822
Property Taxes	
Besanya	
Total Property Taxes	Rp.10757.43736
Asuransi	
Besarnya	
Total Insuransi	Rp.215148.7473
Total FMC	Rp.53787412728
TOTAL MANUFACTURING COST	Rp.147262367335.26

A.2 WORKING CAPITAL INVEST

(WCI)

Raw Material Inventory

Total Biaya Raw Mat. Invt Rp.272274429.6

In Process Inventory

Biaya Proses (0,5 MC) Rp.136137214.8

Biaya Bahan Baku dlm proses Rp.9296866.625

Product Inventory

Besarnya selama 1 bln MC

Biaya Product Inventory Rp.22689535.8

Extended Credit

Besarnya 1 bulan Harga Jual

Biaya Extended Credit Rp.30375000000

Available Cost

Besarnay 1 bulan MC

Biaya Available Rp.22689535.8

TOTAL WORKING CAPITAL Rp.30701950368

Total Capital Investment Rp.1106445686802.820

C. GENERAL EXPENCE

C. 1. Administrasi

C. 1. 1. Management Salaries

jabatan

Direktur Utama	Rp.600000000
Direktur	Rp.720000000
staff ahli	Rp.720000000
Kabag	Rp.792000000
Kasie	Rp.936000000
Sekertaris	Rp.720000000
Karyawan	Rp.738000000
Keamanan	Rp.180000000
Sopir	Rp.480000000
Pesuruh	Rp.960000000
TOTAL Salaries	Rp.4902000000
Legal Fee & Auditing	
ditetapkan tiap tahun	Rp.300000000
Peralatan Kantor	
Disediakan tiap tahun	Rp.600000000
Total Administrasi	Rp.4992000000

C. 2. Sales

diambil 3-12% MC

Biaya Sales Rp.27227442.96

C. 3. Research

diambil 3,5-8% MC

Biaya Rescarch Rp.190592100.7

C. 4. Finance

Diambil

6%FC(\$)+12%FC(Rp)+24%WC

Biaya Finance Rp.136464439858.83

Total GENERAL EXPENCE Rp.141674259402.51

Total Production Cost Rp.288936626737.77

Profit (total penjualan - total
prodc.cost) Rp.75563373262.23

Pajak di Indonesia 0.30

Setelah Dipotong Pajak Rp.52894361283.56

Profit On sales(POS)

$\%POS = (\text{Profit} / \text{Penjualan}$

produk)*100%

POS sebelum Pajak 26%

POSsetelah Pajak 0.15

Return of Investment (ROI)

$\%ROI = (\text{profit}/FCI) * 100\%$

$\%ROI$ sebelum pajak 26%

$\%ROI$ setelah pajak 18%

Pay Out Time (POT)

$POI = FCI / (\text{Profit} + 0,1FCI)$

POT sebelum Pajak 2,71 tahun

POT setelah Pajak 3,472 tahun

Break Event Point (BEP)

Fixed Manufacturing Cost (Fa)

Depresiasi	Rp.53787186821.75
Property Taxes	Rp.10757.44
Asuransi	Rp.215148.75
Total Fa	Rp.53787412727.93

Variable Cost (Va)

Raw Material	Rp.272274429.60
utilitas	Rp.21628238301.72
Packaging & Transfortation	Rp.14580605000.00
Royalty & patent	Rp.7290000000.00
Total Va	Rp.43771117731.32

Regulated Cost (Ra)

Labor Cost	Rp.60500000.00
Payroll overhead	Rp.9075000.00
supervisi	Rp.144000000.00
Laboratory	Rp.6050000.00
General expence	Rp.141674259402.51
Plant supplies	Rp.6454462418.61
Plant overhead	Rp.30250000.00
Total Ra	Rp.148378596821.12

Maintenace Rp.43054869969
 Sales Price (Sa) Rp.364500000000.00

$$\text{BEP} = (\text{Fa} + 0,3\text{Ra}) / (\text{Sa} - \text{Va} - 0,7*\text{Ra})$$

BEP 45.37

Shut Down Point
 (SDP)

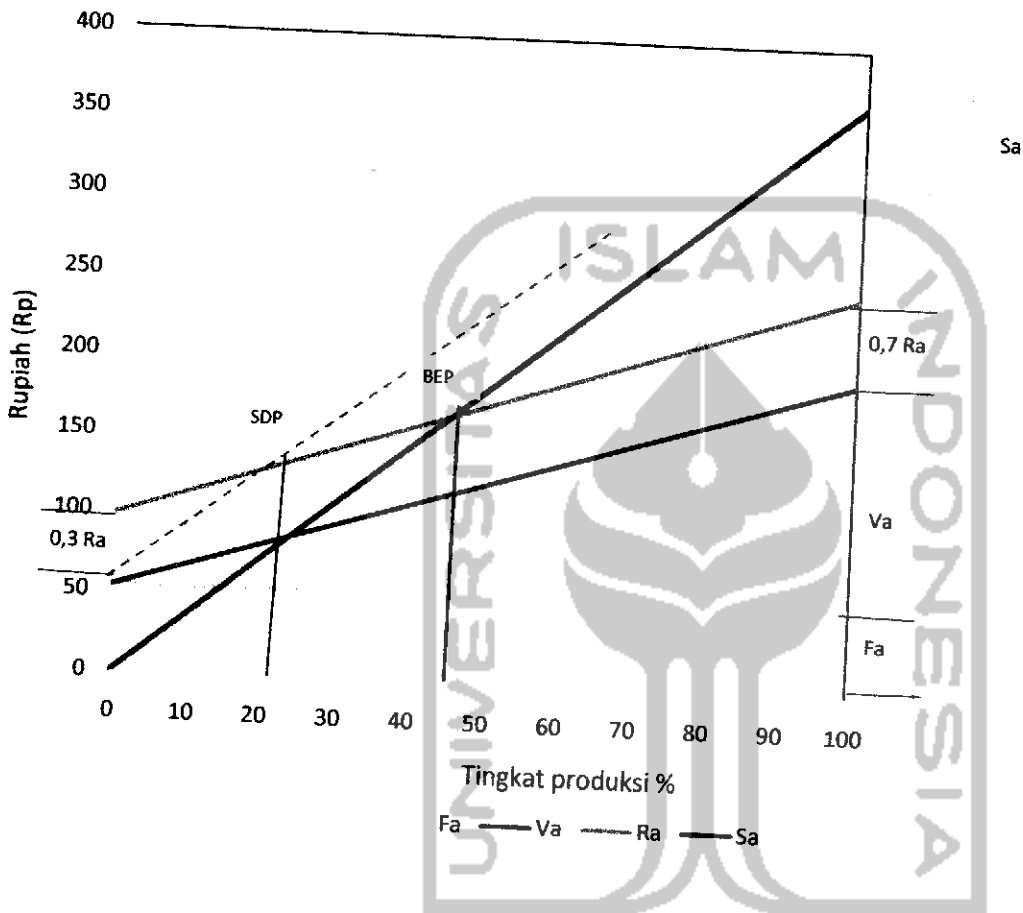
$$\text{SDP} = 0.3*\text{Ra} / (\text{Sa} - \text{Va} - 0,7\text{Ra}) * 100\%$$

SDP 20.54

Umur pabrik = 18 tahun

DCF(i) = 0,34

GRAFIK BEP



BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1. Kesimpulan

Dalam Pra Rancangan Pembuatan Pabrik Pthalic Anhydride Proses Von Heyden Kapasitas 45000 Ton/Year. Dari segi teknis dapat disimpulkan, pabrik ini beroperasi rendah dengan suhu 350°C, tekanan 1,4 Atm, konversi 99%, dan menggunakan Fixed Bed Multitube Reaktor. Dari segi ekonomis dapat disimpulkan, POT sebelum pajak 2,71 tahun (berdasarkan standar kelayakan POT sebelum pajak maksimum 5 tahun), POT sesudah pajak 3,472 tahun, pabrik ini ROI sebelum pajak 26,9% (disarankan untuk pabrik resiko rendah ROI sebelum pajak > 11% dan untuk pabrik resiko tinggi ROI sebelum pajak > 44%), ROI sesudah pajak 18,8%, BEP (range BEP yang dianjurkan di Indonesia 40-60%) adalah 45,37%, SDP 20,54% (standar kelayakannya < BEP), dan DCFR(i) 34% (berdasarkan syarat kelayakan harus > 1,5 kali dari bunga bank). Dari hasil pertimbangan segi teknis dan ekonomis, Pabrik Pthalic Anhydride dari Oksidasi O-xylene oleh oksigen dengan kapasitas 45000 ton/year layak untuk didirikan, secara teknis aman dengan resiko rendah dan secara ekonomi menguntungkan.

5.2. Saran

Saran yang dapat saya berikan untuk Pra Rancangan Pabrik Phthalic Anhydride adalah:

1. Dalam Perhitungan perlu dilakukan ketelitian, karena jika tidak teliti maka hasil yang didapat akan mengalami kesalahan
2. Data-data yang diperlukan harus dimiliki, karena dalam perhitungan data-data itu amat sangat dibutuhkan
3. Proses pembuatan suatu produksi bisa bermacam-macam, sehingga harus memperbanyak sumber data info, karena bisa saja proses dilakukan dengan alat yang tidak sama, dengan konsep dasar proses yang sama



DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Robert D. Newton, "*Chemical Engineering Cost Estimation*",
Mc. Graw Hill Book Co, New York, 1955.
- Bird, R.B., Stewart, W.E., and Lighton, E.N., "*Transport Phenomena*", John
Willey and Sons Inc., New York, 1960.
- Biro Pusat Statistik, "*Statistik Perdagangan Luar Negeri*", Jakarta, 1999.
- Brown, G.G., "*Unit Operations*", Mc. Graw Hill Book Co, New York, 1978.
- Brownell, L.E., and Young, E.H., "*Process Equipment Design*", John Willey and
Sons Inc., New York, 1959.
- CIC Indochemical, "*Prospek Industri dan Pemasaran Plasticizer di Indonesia*",
No.356, 16 Desember 2002, PT. Capricorn Indonesia Consulting, Jakarta,
2002.
- Foust, A.S., "*Principles of Unit Operation*", 2nd ed., John Willey and Sons Inc.,
New York, 1980.
- Froment, G.F., and Bischoff, K.B., "*Chemical Reactor Analysis and Design*", 2nd
ed., John Willey and Sons Inc., New York, 1990.
- Groggins, P.H., "*Unit Process in Organic Synthesis*", 5th ed., Mc. Graw Hill Book
Co., New York, 1958.
- Hill, C.G., "*An Introduction to Chemical Engineering Kinetic and Reactor
Design*", John Willey and Sons Inc., New York, 1977.
- Hydrocarbon Processing

- Kern, D.Q., "*Process Heat Transfer*", International Student edition, Mc. Graw Hill International Book Co., Tokyo, 1965.
- Kirk, K.E., and Othmer, D.F., "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 3rd ed., Vol.9, John Willey and Sons Inc., New York, 1978.
- Ludwig, B.E., "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant*", 2nd ed., Gulf Publishing Co., Houston, Texas, 1988.
- Mc. Ketta, J.J., "*Encyclopedia of ISLAMIC Processing and Design*", Marcell Dekker, New York, 1988.
- Meyers, R.A., "*Handbook of Chemical Production Process*", Mc. Graw Hill Book Co., New York, 1972.
- Perry, R.H., "*Perry's Chemical Engineering Handbook*", 6th ed., Mc. Graw Hill Book Co., New York, 1984.
- Rase, H.F., "*Chemical Reactor Design for Process Plant*", Vol.II, John Willey and Sons Inc., Canada, 1977.
- Severn, W.H., et al., "*Steam, Air and Gas Power*"; 5th ed., John Willey and Sons Inc., New York, 1959.
- Shreve, R.N., "*Chemical Process Industries*", Mc. Graw Hill Book Co., New York, 1977.
- Smith, J.M., and H.C. Van Ness, "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*", 5th ed., Mc. Graw Hill Book Co., New York, 1996.
- Treyball, R.E., "*Mass Tranfer Operation*", Mc. Graw Hill Book Co., New York, 1980.

Ulrich, G.D., "*A Guide of Chemical Process Design and Economics*", John Willey and Sons Inc., New York, 1984.

Walas, S.M., "*Reaction Kinetics for Chemical Engineers*", International Student edition, Mc. Graw Hill Book Co., Kogakusha Ltd., Tokyo, 1959.

Weast, R.C., "*CRC Handbook of Chemistry and Physics*", 1st ed., Mc. Graw Hill Book Co., New York, 1988.

Yaws, C.L., "*Chemical Properties Handbook*", Mc. Graw Hill Book Co., Tokyo, 1988.

Sumber internet, diambil dari bulan maret-juni 2011

www.kompas.com

www.chemvsystem.com

www.lookehem.com

www.wikipedia.com

www.mache.com

www.chemcare.com

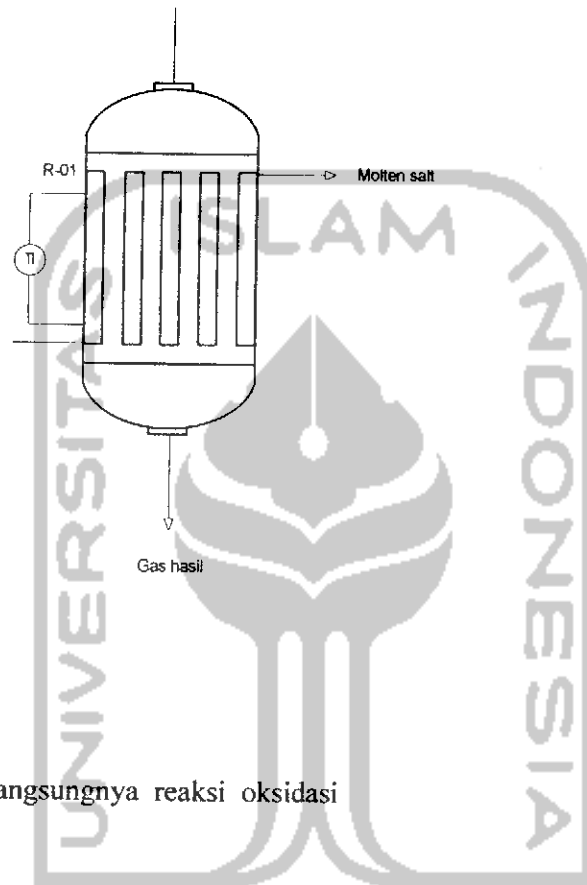
www.hydrocarbonengineering.com



LAMPIRAN



I. REAKTOR



Kode : R-01

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi oksidasi

Tujuan :

1. menentukan jenis reaktor
2. menentukan jenis dan ukuran pipa
3. menentukan panjang dan jumlah tube
4. menghitung berat katalis
5. menghitung waktu tinggal dalam reaktor
6. menghitung pressure drop di tube

7. menghitung tebal shell
8. menentukan dimensi reactor
9. menghitung pressure drop di shell

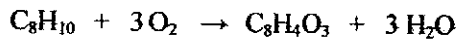
3.1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih jenis reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut

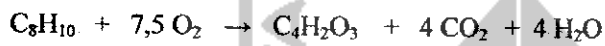
- Reaksi adalah fase gas katalitik
- Digunakan katalis yang berumur panjang (4 tahun)
- Reaksi sangat eksoterm sehingga perlu luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin bisa optimal
- Pressure drop pada reaktor fixed bed lebih kecil
- Kehilangan katalis termasuk kecil
- Karena posisi katalis yang fixed (tetap pada tempatnya) maka abrasi pada dinding tube dapat diabaikan
- Untuk reaksi yang sangat eksotermis, pengendalian suhunya relatif lebih mudah
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- Konstruksi reaktor lebih sederhana sehingga lebih mudah pengoperasiannya
- Biaya rendah untuk konstruksi, operasi dan pemeliharaan

Reaktor ini beroperasi secara non isothermal non adiabatic dengan reaksi yang terjadi di dalam reaktor sebagai berikut :

Reaksi utama yang terjadi :



Selain reaksi diatas, terjadi pula reaksi samping :



Konversi di reaktor 99,95 % mol dari o-xylene dengan selektivitas pada tabel sebagai berikut:

Komponen	Selektivitas (% mol)
$\text{C}_8\text{H}_4\text{O}_3$	77,3
$\text{C}_4\text{H}_2\text{O}_3$	4,0
CO	17,4

(Manual Operating Book, PT Petrowidada, Gresik dan Skrzypek, pg. 613)

3.2. Menentukan Jenis dan Ukuran Pipa

Dari *Froment and Bischoff* 2nd ed., halaman 407 diketahui bahwa dalam sintesa phthalic anhydride digunakan tube dengan inside diameter (ID) 2 ½

cm. Dengan demikian berdasarkan *Foust*, Appendix C halaman 724 maka direncanakan untuk menggunakan pipa baja komersial dengan ASA Standard B36. 10 sebagai berikut :

Schedule Number (Sch) : 40

D nominal : 1 in

Diameter luar (Odt) : 1,315 in = 3,3401 cm

Diameter dalam (Idt) : 1,049 in = 2,6645 cm

Inside sectional area (at) : 0,006 ft² = 5,5742 cm²

3.3. Menentukan Panjang dan Jumlah Tube

a. Menghitung berat molekul umpan

Untuk menghitung BM umpan digunakan persamaan :

$$BM = \sum (Y_i \times BM_i)$$

Komponen	BM _i	Y _i	Y _i ·BM _i
OX	106.167	0.01411	1.498
MX	106.167	0.00029	0.031
O	32	0.20024	6.408
N	28.014	0.74374	20.835
Total			28.772

b. Menghitung harga Z umpan

$$Z = 1 + \frac{BP_c \cdot Pr}{RT_c \cdot Tr}$$

Persamaan yang digunakan untuk menghitung P_c , T_c , dan ω campuran

didapat dari Bird persamaan 1.3-3 sampai dengan 1.3-5 sebagai berikut :

$$P_c = \sum (Y_i \times P_{ci})$$

$$T_c = \sum (Y_i \times T_{ci})$$

$$\omega = \sum (Y_i \times \omega_i)$$

Komponen	Y_i	$Y_i \cdot P_{ci}$	$Y_i \cdot T_{ci}$	$Y_i \cdot \omega_i$
OX	0.01411	0.5199	8.89357	0.00442
MX	0.00029	0.01006	0.17767	0.00009
O	0.20024	9.96616	30.95377	0.00441
N	0.74374	24.91523	93.78537	0.02975
TOTAL	1.0	35.41135	133.81038	0.03867

Umpan termasuk reaktor pada kondisi :

$$T = 340 \text{ } ^\circ\text{C} = 613,15 \text{ K}$$

$$P = 1,5 \text{ atm}$$

$$Tr = T/T_c = 613,15 \text{ K} / 156,0805 \text{ K} = 3,93$$

$$Pr = P/P_c = 1,3/42,820 = 0,03$$

$$\omega = 0,05$$

Dari *Smith Van Ness* fig. 3-11, hal 88 titik (Pr,Tr) berada di atas garis, maka menghitung harga z menggunakan virial coefficient. Persamaan yang digunakan dari *Smith Van Ness* 3rd ed., persamaan 3-36 sampai 3-38 hal.

87 sebagai berikut :

$$B^0 = 0,083 - (0,422/Tr^{1,6}) = 0,083 - (0,422/3,93^{1,6}) = 0,036$$

$$B^1 = 0,139 - (0,172/Tr^{4,2}) = 0,139 - (0,172/3,93^{4,2}) = 0,138$$

$$\begin{aligned} BP_c/RT_c &= B^0 + B^1\omega \\ &= 0,036 + (0,138 \times 0,05) \\ &= 0,053 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Z &= 1 + \frac{BP_c}{RT_c} \frac{Pr}{Tr} \\ &= 1 + (0,053) \cdot (0,03/3,93) \\ &= 1,00042 \end{aligned}$$

c. Menghitung density umpan

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{Z \cdot R \cdot T}$$

$$= \frac{(1,3 \text{ atm})(29,727 \text{ gr / gmol})}{(1,00033)(82,05 \text{ atm.cm}^3 / \text{gmolK})(613,15 \text{ K})}$$

$$= 0,743 \text{ kg/m}^3$$

d. Menghitung kecepatan volumetrik umpan (V)

$$V = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P}$$

Dari neraca massa diketahui laju mol umpan = 3379.79 kmol/jam
 = 938.84 gmol/det

$$V = \frac{(1,00042)(938,84 \text{ gmol / det})(82,05 \text{ atm.cm}^3 / \text{gmolK})(613,15 \text{ K})}{1,3 \text{ atm}}$$

$$= 3,6347 \cdot 10^7 \text{ cm}^3/\text{det}$$

e. Menghitung kecepatan viskositas umpan

Viskositas gas bisa diestimasi dari *Bird*, persamaan 1.3-2 halaman 17 sebagai berikut :

$$\mu_c = 7,70 (\text{BM})^{1/2} \times (\text{Pc})^{2/3} \times (\text{Tc})^{-1/6}$$

$$= 7,70 (29,727)^{1/2} \times (42,86204)^{2/3} \times (156,08048)^{-1/6}$$

$$= 221,59 \text{ micropoise}$$

$$= 2,216 \cdot 10^{-4}$$

Dari Bird, Fig 1.3-1 hal 16, dengan harga :

$$Tr = 3,93$$

$$Pr = 0,03$$

Diperoleh $\mu/\mu_c = 1,5$

Sehingga μ gas dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}\mu &= (\mu/\mu_c) \times \mu_c \\ &= 1,5 \times (2,216 \cdot 10^{-4} \text{ g/cm det}) \\ &= 3,3 \cdot 10^{-4} \text{ g/cm det}\end{aligned}$$

f. Konduktivitas thermal umpan (K_G)

Untuk hidrokarbon dengan $Tr > 1$ harga K_G bisa diestimasi dengan korelasi *Misic Thodos*. Digunakan persamaan dari *Perry*, 6th ed., Section 3-282 sebagai berikut :

$$K_G = 10^{-6} \cdot (14,25 Tr - 5,14)^{2/3} \cdot Cp / \Gamma$$

$$\Gamma = T_c^{1/6} \cdot BM^{1/2} \cdot Pc^{-2/3}$$

Dimana :

K_G = konduktivitas thermal gas (*kal/cm det K*)

C_p = kapasitas panas gas ideal, $7/2 R$ ($R = 1,986 \text{ cal/mol K}$)

T_c = suhu kritis (*K*)

Γ = tekanan kritis (*atm*)

Sehingga:

$$\Gamma = (156,08048)^{1/6} (29,727)^{1/2} (42,86204)^{-2/3} = 1,033$$

$$\begin{aligned} K_G &= 10^{-6} \cdot ((14,25 \times 3,93) - 5,14)^{-2/3} \cdot 7/2 \cdot 1,986/1,028 \\ &= 9,238 \cdot 10^{-5} \text{ kal/cm det K} \end{aligned}$$

g. Menghitung kecepatan linear umpan (V)

Agar reaksi dapat berlangsung, maka aliran gas di dalam tube harus turbulen. Dari *Froment and Bischoff*, 1st ed., Fig. 11. 5a-1 untuk aliran turbulen gas dalam pipa maka $N_{RC} > 100$.

Diambil $N_{Re} = 500$

$$V = \frac{N_{Re} \cdot \mu}{Dp \cdot \rho}$$

Dimana :

D_p = diameter partikel katalis (*cm*)

Data tentang katalis V_2O_5 diperoleh dari *Hill*, hal 559 diperoleh :

$D_p = 0,318 \text{ cm}$

Sehingga:

$$V = \frac{(500)(3,3 \cdot 10^{-4} \text{ g/cm det})}{(0,318)(0,84 \text{ g/cm}^3)}$$
$$= 0,62 \text{ cm/det}$$

h. Menghitung mass velocity (G)

Dari *Hill*, persamaan 13.2.8 hal 560 digunakan untuk menghitung *mass velocity* sebagai berikut :

$$G = N_{RC} \mu / D_p$$
$$= \frac{(500)(3,3 \cdot 10^{-4} \text{ g/cm det})}{(0,318 \text{ cm})}$$
$$= 0,52 \text{ g/cm}^2 \text{ det}$$

i. Menghitung luas penampang semua tube dalam reactor (At)

$$A_t = F_m/G$$

Dimana :

F_m = laju alir massa (g/det)

$$F_m = n \times BM$$

$$= 27012.2 \text{ g/det}$$

Sehingga :

$$A_t = F_m/G$$

$$= 5,1686 \cdot 10^4 \text{ cm}^2$$

j. Menghitung jumlah tube (Nt)

$$N_t = A_t/a_t$$

$$= 9272$$

k. Menghitung diameter dalam shell (IDs)

Direncanakan tube disusun dengan pola square pitch, dengan:

$$\begin{aligned}PT &= 1,25 \text{ Odt} \\ &= 1,25 (1,315 \text{ in}) \\ &= 1,644 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}C' &= PT - \text{Odt} \\ &= (1,644 - 1,315) \text{ in} \\ &= 0,392 \text{ in}\end{aligned}$$

Diameter dalam shell dicari dengan persamaan dari *Ludwig* Vol. III halaman 25 sebagai berikut :

$$N_t = \frac{\pi / 4 [(IDS - 1,080)^2 - 0,9] - [PT (IDS - 1,080) (0,69n - 0,8)]}{1,223 PT^2}$$

Dimana :

- N_t = jumlah tube
 IDS = diameter dalam tube, *in*
 PT = pitch tube, *in*
 n = jumlah pass = 1

Dimisalkan :

$$y = (\text{IDs} - 1,080)$$

Dengan memasukkan nilai yang diketahui, maka persamaan menjadi :

$$0,785 y^2 + 0,18084 y - 31795,793 = 0$$

Untuk mencari persamaan tersebut digunakan rumus :

$$y_{12} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4a.c}}{2a}$$

Maka diperoleh:

$$y = 201,142 \text{ in}$$

$$\text{IDs} = 202,222 \text{ in}$$

1. Menghitung koefisien perpindahan panas overall (U_D)

Tube side

$$D_p = 0,318 \text{ cm} = 0,0104 \text{ ft}$$

$$ID_t = 1,049 \text{ in} = 0,0873 \text{ ft}$$

$$OD_t = 1,315 \text{ in} = 0,1096 \text{ ft}$$

$$G_g = 0,519 \text{ gr/cm}^2 \text{ dt} = 3826,776 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$\mu_g = 0,00033 \text{ gr/cm dt} = 0,08 \text{ lb/ft jam}$$

$$\kappa_G = 0,022 \text{ Btu/ft jam } ^\circ F$$

Koefisien perpindahan panas pada bed (tube) dihitung menurut *Froment and Bischoff* halaman 476 :

$$h_i = \frac{3,5 K_G}{ID_t} (D_p \cdot G_g / \mu_g)^{0,7} e^{-4,6 D_p / ID_t}$$
$$= 39,37 \text{ Btu/j ft } ^\circ F$$

$$h_{io} = h_i \times (ID_t / OD_t)$$
$$= 39,37 \times (0,0874 / 0,1096)$$
$$= 31,40 \text{ Btu/j ft } ^\circ F$$

Shell Side

Sebagai pendingin yang mengalir di dalam shell dipakai molten salt dengan data sebagai berikut:

$$C_p \text{ salt} = 372,93 \text{ Btu/lb } ^\circ F$$

$$\mu_{\text{salt}} = 6,294 \text{ lb/ft jam}$$

$$k = 0,35 \text{ Btu/ft jam}$$

$$\rho_{\text{salt}} = 21,24 \text{ lb/ft}^3$$

Menghitung bilangan Reynold di Shell (N_{Res})

$$G_s = \text{mass velocity fluida dalam shell, lb/ft}^2 \text{ jam}$$

$$= W_s / a_s$$

$$W_s = \text{laju alir pendingin} = 1001852,79 \text{ kg/jam} = 2208704,70 \text{ lb/jam}$$

$$a_s = \text{flow area pada shell, ft}^2$$

$$= ID_s \cdot C' \cdot B / 144 \text{ PT}$$

$$ID_s = \text{diameter dalam shell} = 202,22 \text{ in}$$

$$B = \text{baffle spacing yang direncanakan} = 50,56 \text{ in}$$

$$PT = \text{pitch tube} = 1,644 \text{ in}$$

$$C' = \text{jarak antar tube} = 0,329 \text{ in}$$

$$a_s = (202,22 \times 0,329 \times 50,56) / (144 \times 1,644)$$

$$= 14,21 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{2208704,70}{14,21} = 155433,125 \text{ lb / ft}^2 \text{ jam}$$

$$Re_s = \frac{G_s D_e}{\mu_s}$$

$$D_e = \text{diameter ekuivalen, dari Fig.28 Kern hal. 838} = 1,3/12 = 0,1083 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{155433,125 \times 0,1083}{6,294}$$

$$= 2674,52$$

Dari fig.28, Kern, hal. 838 diperoleh:

$$j_H = 27,5$$

Maka :

$$\begin{aligned} h_o &= j_H \cdot (k/De) \cdot (Cps \cdot \mu s)^{1/3} \\ &= 27,5 \cdot (0,35 / 0,1083) \cdot (372,93 \times 6,294)^{1/3} \\ &= 1181,11 \text{ Btu} / j \text{ ft } ^\circ F \end{aligned}$$

m. Menghitung clean overall coefficient (Uc)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{31,40 \times 1181,11}{31,40 + 1181,11} \\ &= 30,59 \text{ Btu} / j \text{ ft } ^\circ F \end{aligned}$$

Dari Kern, tabel 12 hal 845 diperoleh:

$$R_d \text{ Shell} = 0,001 \text{ (untuk cooling liquid)}$$

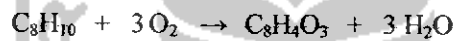
$$R_d \text{ tube} = 0,0005 \text{ (untuk organic vapor)}$$

$$\begin{aligned}
 R_d &= R_d \text{ shell} + R_d \text{ tube} \\
 &= 0,001 + 0,0005 \\
 &= 0,0015
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_d &= \frac{1}{R_d + 1/U_c} = \frac{1}{0,0015 + 1/30,59} \\
 &= 29,24 \text{ Btu/jam ft } ^\circ F
 \end{aligned}$$

n. Menyusun persamaan laju reaksi (-ra)

Ditinjau dari reaksi utama:



Karena salah satu reaktan sangat excess (O_2), maka reaksi dianggap orde satu sehingga persamaan reaksinya adalah :

$$(-r_a) = k \cdot C_a$$

Reaksi dilakukan dalam reaktor fixed bed multitube katalitik sehingga harga k tidak hanya dipengaruhi oleh konstanta kecepatan reaksi kimia (k_1), namun juga dipengaruhi oleh difusi gas ke lapisan katalis dan difusi gas di lapisan abu partikel. Dari *Levenspiel 2nd ed.*, persamaan 34 hal. 373 untuk katalis yang tidak berkurang ukurannya berlaku persamaan:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{kg} + \frac{R}{2D} + \frac{3}{ks}}$$

Dimana :

K = konstanta kecepatan reaksi total

Kg = koefisien difusi gas lapisan film partikel

D = difusifitas gas ke partikel

Ks = konstanta kecepatan reaksi kimia per satuan luas permukaan katalis

Dari *Levenspiel*, persamaan 28 hal.370 harga Kg diperoleh sebagai berikut:

$$Kg = 2D/Dp = D/R$$

Dimana :

R = jari-jari partikel katalis

$$= Dp/2 = 0,318/2 \text{ cm} = 0,159 \text{ cm}$$

Harga difusifitas dapat diestimasi dari korelasi *Knudsen* dari *Hill*, persamaan 12.2-4 hal.433 sebagai berikut :

$$D = 9,7 \cdot 10^3 \cdot r \cdot (T/BM)^{1/2}$$

Dimana :

D = difusifitas (cm^2/det)

T = suhu (K)

r = $2V_g/S_g$

V_g = volume spesifik (cm^3/g)

S_g = luas permukaan spesifik (cm^2/g)

Data tentang S_g dan V_g untuk katalis V_2O_5 diperoleh dari Hill, hal. 559 :

$$V_g = 0,26 \text{ cm}^3/g$$

$$S_g = 8 \cdot 10^5 \text{ cm}^2/g$$

Sehingga :

$$r = \frac{2(0,26 \text{ cm}^3/g)}{8 \cdot 10^5 \text{ cm}^2/g}$$

Harga konstanta kecepatan reaksi :

$$k = 4,12192 \cdot 10^8 \cdot e^{-27000/RT}$$

Dimana :

T = suhu (K)

R = konstanta gas = $1,987 \text{ kal/gmol K}$

Dengan demikian harga k dapat dihitung :

$$k = \frac{1}{\frac{1}{kg} + \frac{R}{2D} + \frac{3}{ks}}$$

$$= \frac{1}{\frac{3R}{2D} + \frac{3}{ks}}$$

Dengan memasukkan harga-harga yang diketahui:

$$R = 0,159 \text{ cm}$$

$$BM = 29,727 \text{ g/gmol}$$

$$r = 6,5 \cdot 10^{-7} \text{ cm}$$

Maka :

$$k = \frac{1}{\frac{3(0,159)}{2(9,7 \cdot 10^3) \cdot 96,5 \cdot 10^{-7}} + \frac{3}{4,12192 \cdot 10^8 \cdot e^{-27000/RT}}}$$

$$= \frac{1}{206,24 \cdot T^{-1/2} + 7,278 \cdot 10^{-9} \cdot e^{27000/RT}}$$

Dimana :

k = konstanta laju reaksi ($\text{cm}^3/\text{g kat. jam}$)

T = suhu (K)

R = konstanta gas (kal/gmol K)

Untuk reaktan gas maka Ca dapat dihitung dengan persamaan :

$$Ca = n/V = Pa/RT$$

Untuk gas berlaku :

$$Pi = \frac{Fi}{Ft} \times Pt$$

Untuk menghitung Fa didapat dari neraca massa :

↓ Komponen sebelum reaksi

Komponen	kmol	Fao
OX	49.75	1
MX	1.02	0.020408163
O	706.18	14.19317283
N	2622.85	52.71561377

Jika konversi total OX = 99,95 %, maka :

↓ Komponen setelah reaksi

Komponen	Fa (Xa Fao)	O	CO	W	CD
OX	1				
PA	0.773	2.319		2.319	
MA	0.04	0.3		0.16	0.16
CO	0.174	1.479	0.696	0.87	0.696
		4.098	0.696	3.349	0.856

Sehingga :

$$\begin{aligned} P_a &= \frac{F_{ao}(1 - X_a)}{F_{ao}(67.929 + 0,616X_a)} 16P_t \\ &= \frac{(1 - X_a)}{(67,929 + 0,616X_a)} P_t \end{aligned}$$

$$C_a = P_a/RT$$

$$= \frac{(1 - X_a)}{(67,929 + 0,616X_a)} \times \frac{P_t}{RT}$$

Dimana :

C_a = konsentrasi komponen a (*gmol/l*)

P_a = tekanan uap komponen a (*atm*)

P_t = tekanan total (*atm*)

R = konstanta gas (*l atm/gmol K*)

T = suhu (*K*)

Maka persamaan reaksi adalah sebagai berikut :

$$-r_a = \frac{1}{206,24 \cdot T^{-1/2} + 7,278 \cdot 10^{-9} \cdot e^{27000/RT}} \times \frac{(1 - X_a)}{(67,929 + 0,616X_a)} \times \frac{P_t}{RT}$$

o. Menghitung panjang tube (z)

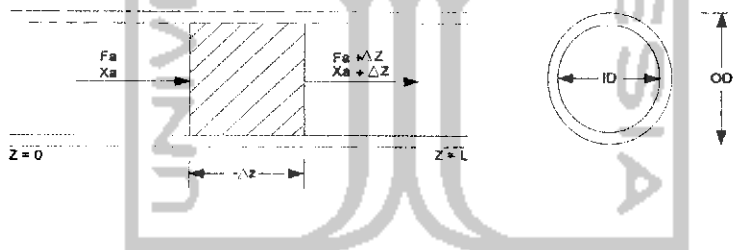
Panjang tube didapat dari persamaan-persamaan profil untuk :

- ↳ Profil konversi sepanjang reaktor
- ↳ Profil temperatur sepanjang reaktor
- ↳ Profil temperatur pendingin sepanjang reaktor
- ↳ Profil pressure drop sepanjang reaktor

Perhitungan profil masing-masing persamaan sebagai berikut :

- ***Menentukan persamaan profil konversi terhadap panjang reaktor***

Profil aliran gas dalam tube :



Neraca massa pada elemen volume ΔV :

$$\text{Input} = \text{output} - \text{reaksi} + \text{acc}$$

Pada steady state, akumulasi = 0, maka :

$$F_{az} = F_{a, z+\Delta z} - (-r_a) \cdot N_t \cdot \Delta V \cdot (1 - \epsilon) \cdot \rho_B$$

$$\frac{Fa_z = Fa_{z+\Delta z} - (-ra)\rho_B \cdot Nt \cdot \pi / 4 \cdot (ID)^2 \cdot \Delta z \cdot (1-\varepsilon)}{\Delta z}$$

$$\frac{Fa_z - F_{\Delta z + \Delta z}}{\Delta z} = -(-ra) \cdot \rho_B \cdot Nt \cdot \pi / 4 \cdot (ID)^2 \cdot (1-\varepsilon)$$

$$\lim = \frac{dFa}{dZ} = -(-ra) \cdot \rho_B \cdot Nt \cdot \pi / 4 \cdot (ID)^2 \cdot (1-\varepsilon)$$

∞ → 0

Dimana :

$$Fa = FAo (1 - Xa)$$

$$dFa = -FAo \cdot dX_r$$

$$X_r = \sum (X_i)$$

Maka :

$$\frac{-FAo \cdot dX_r}{dZ} = -(-ra) \cdot \rho_B \cdot Nt \cdot \pi / 4 \cdot (ID)^2 \cdot (1-\varepsilon)$$

$$\frac{dX_r}{dZ} = \frac{(-ra) \cdot \rho_B \cdot Nt \cdot \pi / 4 \cdot (ID)^2 \cdot (1-\varepsilon)}{FAo}$$

Keterangan :

Fao = laju reaksi oxylene masuk reaktor, *kmol/jam*

T = temperatur, *K*

Nt = jumlah tube

ID = diameter dalam, *cm*

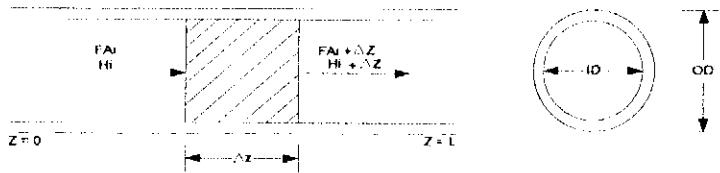
ρ_B = densitas katalis, *gram/cm³*

ε = porositas katalis dalam bed, ε = 0,4 (*Hill*, hal 559)

Z = panjang tube dihitung dari atas, *cm*

(-ra) = kecepatan reaksi

- Menentukan persamaan profil temperatur terhadap panjang tube



Neraca panas dalam elemen volume (dV) :

Laju input- laju output -- laju reaksi = akumulasi

$$\sum F_i C_{pi} dT|_z - \sum F_i C_{pi} dT|_{z+\Delta z} - \{(-\Delta H_R) F_{a0} X_a\}_z - \{(-\Delta H_R) F_{a0} X_a\}_{z+\Delta z} + U d \pi N_t (OD) \Delta z (T - T_s) = 0$$

$$\sum F_i C_{pi} dT|_z - \sum F_i C_{pi} dT|_{z+\Delta z} - \{(-\Delta H_R) F_{a0} X_a\}_z - \{(-\Delta H_R) F_{a0} X_a\}_{z+\Delta z} + U d \pi N_t (OD) \Delta z (T - T_s)$$

$$\frac{\sum F_i C_{pi} dT|_{z+\Delta z} - \sum F_i C_{pi} dT|_z - \{(-\Delta H_R) F_{a0} X_a\}_{z+\Delta z} - \{(-\Delta H_R) F_{a0} X_a\}_z + U d \pi N_t (OD) \Delta z (T - T_s)}{\Delta z}$$

untuk lim

$$\Delta z \rightarrow 0$$

$$\sum F_i C_{pi} \frac{dT}{dz} = (-\Delta H_G) F_{a0} \frac{dX_a}{dz} + U d \pi N_t (OD) (T - T_s)$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_G) F_{a0} \frac{dX_a}{dZ} + U d \pi N_t (OD) (T - T_s)}{\sum F_i C_{pi}}$$

Dengan :

$$-\Delta H_R = \Delta H_{298} + \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

Keterangan :

Z = tebal tumpukan katalis, cm

X_a = konversi metanol

F_{ao} = laju alir o-xylene per tube, *gr/det*

ID_t = diameter tube, *cm*

ρ_B = berat jenis bulk, *gr/cc*

U_d = koefisien perpindahan panas desain overall, *cal/cm² det (K/cm)*

k = konstanta kecepatan reaksi

T_s = suhu pendingin

C_{pi} = kapasitas panas komponen, *kJ/mol K*

- ***Menentukan persamaan profil temperatur pendingin sepanjang reactor***

Neraca panas pendingin sekitar elemen volume (dV):

Heat input + heat generated = heat output

$$W_s \cdot H_{sZ} - W_s \cdot H_{sZ+\Delta Z} = U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (T - T_s) \cdot \Delta Z$$

$$W_s \cdot H_{sZ} - W_s \cdot H_{sZ+\Delta Z} = U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (T - T_s) \cdot \Delta Z$$

$$\frac{W_s \cdot H_{sZ} - W_s \cdot H_{sZ+\Delta Z}}{\Delta Z} = U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (T - T_s)$$

lim

$\Delta Z \rightarrow 0$

$$W_s \cdot \frac{dH_s}{dZ} = U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot N_t \cdot (T - T_s)$$

Dimana :

$$\frac{dH_s}{dZ} = \frac{dH_s}{dT_s} \cdot \frac{dT_s}{dZ} \quad \text{dan} \quad \frac{dH_s}{dT_s} = Cps$$

Sehingga :

$$Ws \cdot Cps \frac{dT_s}{dZ} = Ud \cdot \pi \cdot OD \cdot Nt \cdot (T - T_s)$$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{Ud \cdot \pi \cdot OD \cdot Nt \cdot (T - T_s)}{Ws \cdot Cps}$$

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{\sum Fi Cpi + (-\Delta H_r) Fao \cdot dXa}{Ws \cdot Cps}$$

Dimana :

Ws = laju alir pendingin, *kg/jam*

Cps = kapasitas panas pendingin, *kJ/kg K*

- **Menentukan persamaan profil perbedaan tekanan sepanjang tube**

Untuk pressure drop persamaan yang digunakan adalah persamaan

Leva (*Froment and Bischoff, 1st ed.*) :

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{150 \mu G (1 - \epsilon)^2}{\rho g c Dp^2 \epsilon^3} + 1,75 G$$

▫ **Menentukan profil reaktor**

Persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut :

$$1. \frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_G)F_{ao} \frac{dX_a}{dZ} + Ud \pi Nt (ODt)(T - T_s)}{\sum F_i C_{pi}}$$

$$2. \frac{dX_T}{dZ} = \frac{(-r_a) \cdot \rho_B \cdot Nt \pi / 4 \cdot (ID)^2 \cdot (1 - \epsilon)}{F_{Ao}}$$

$$3. \frac{dP}{dZ} = \frac{150 \mu G (1 - \epsilon)^2}{\rho g_e D_p^2 \epsilon^3} + 1,75 G$$

$$4. \frac{dT_s}{dZ} = \frac{\sum F_i C_{pi} + (-\Delta H_R)F_{ao} \frac{dX_a}{dZ}}{W_s C_{ps}}$$

$$5. -r_a = \frac{k(1 - X_a)}{(70,8829 + 0,623X_a)} \times \frac{P_t}{RT}$$

$$6. k = \frac{1}{206,24 \cdot T^{-1/2} + 7,278 \cdot 10^{-9} \cdot e^{27000/RT}}$$

$$7. T_s = T_{so} + \Delta T_s$$

$$8. C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$9. \Delta H = \int C_p dT$$

$$10. -\Delta H_R = \Delta H_{298} + \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

Langkah-langkah penyelesaian :

1. Tentukan increment konversi o-xylene, diambil increment $\Delta X_a = 0,09995$

2. Hitung X_a dengan persamaan : $X_{a(i)} = X_{a(i-1)} + \Delta X_a$

Jika $X_{a(0)} = 0$, maka didapat $X_{a(1)} = 0,9995$

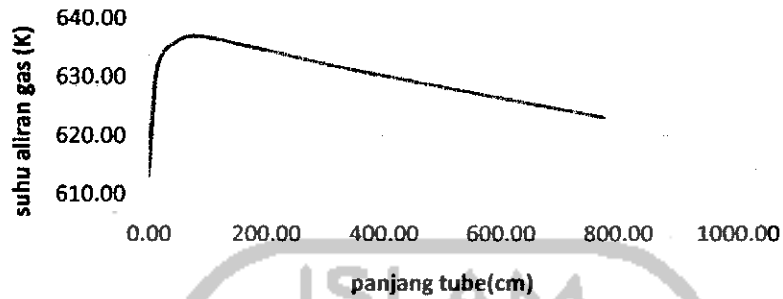
3. Pada $X_{a(i)}$, trial suhu $T_{(i)}$
4. Pada trial suhu $T_{(i)}$ hitung harga :
 - a. k dengan persamaan (6)
 - b. C_p dengan persamaan (8)
5. Dengan harga k dari langkah 4.a dapat dihitung harga $(-r_a)$ dengan persamaan (5)
6. Dengan harga $(-r_a)$, hitung ΔZ dengan persamaan (2)
7. Hitung Z dengan persamaan : $Z = Z_{(i-1)} + \Delta Z$
 Jika $Z_{(0)} = 0$, maka didapat $Z_{(1)} = \Delta Z$
8. Dengan harga C_p dari langkah 4.b, hitung harga :
 - a. ΔH dengan persamaan (9)
 - b. $\sum F_i \cdot C_{pi}$ dengan persamaan (11)
9. Hitung ΔH_R dengan persamaan (10)
10. Dengan harga ΔH_R dari langkah 9, hitung ΔT_s dengan persamaan (4)
11. Dengan harga ΔT_s dari langkah 10 hitung T_s dengan persamaan (7). Dimana T_{s0} adalah suhu pendingin pada $Z = 0$, yaitu suhu pendingin keluar reaktor. $T_{s0} = 603,15 \text{ K}$
12. Hitung ΔT dengan persamaan (1)
13. Cek harga $T_{(i)}$ dengan persamaan : $T_{(i)} = T_{(0)} + \Delta T$
 Dimana $T_{(0)}$ adalah suhu gas masuk reaktor, $T_{(0)} = 613,15 \text{ K}$ untuk T selanjutnya dihitung dengan persamaan : $T_{(i)} = T_{(i-1)} + \Delta T$.

Jika trial $T_{(1)}$ salah, maka ulangi langkah 3 dan seterusnya dengan harga T baru. Jika trial $T_{(1)}$ benar, maka kerjakan langkah selanjutnya.

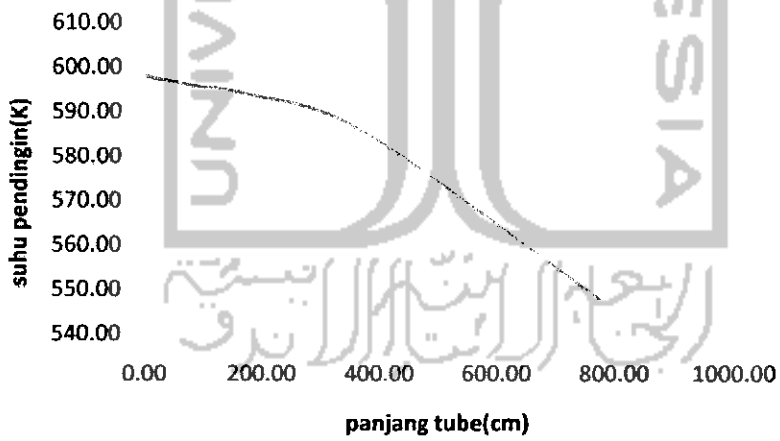
14. Ulangi langkah 2 untuk harga $X_{a(2)}$, kemudian trial suhu $T_{(2)}$ dan kerjakan langkah 4 dan seterusnya.



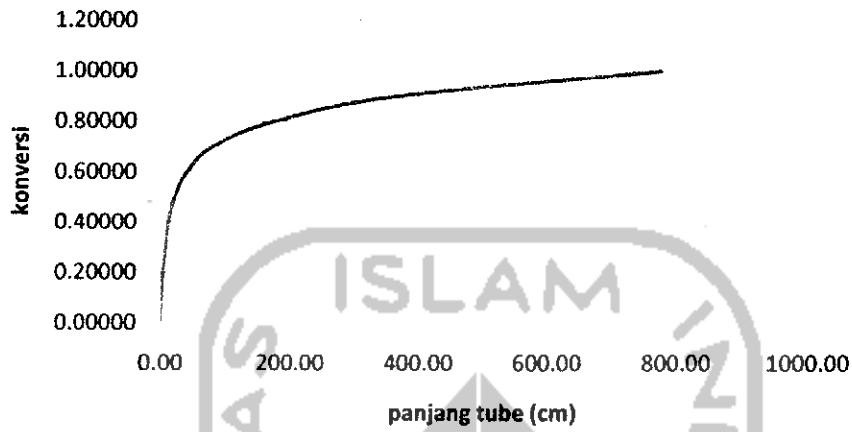
Profil suhu aliran gas terhadap panjang tube



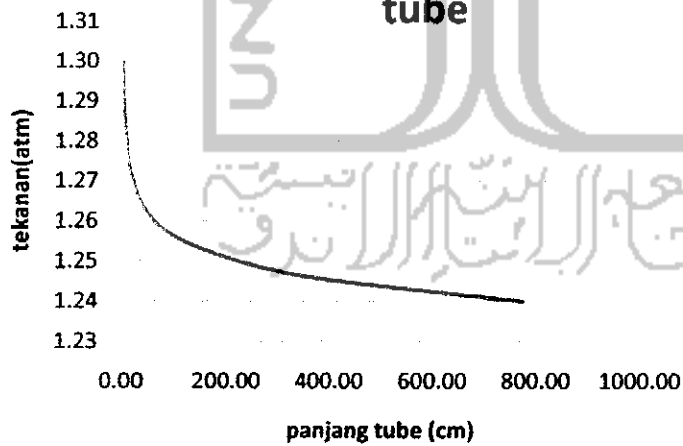
Profil suhu pendingin terhadap panjang tube



Profil konversi terhadap panjang tube



Profil tekanan terhadap panjang tube



p. Menghitung berat katalis

Persamaan kinetika untuk reaktor fixed bed adalah :

$$\frac{dW}{F_{ao}} = \frac{dX_a}{(-r_a)}$$

$$dW = \rho_B \cdot N_t \cdot \pi/4 \cdot (ID_t)^2 (1-\epsilon) dZ$$

$$\int dW = \int \rho_B \cdot N_t \cdot \pi/4 (ID_t)^2 (1-\epsilon) dZ$$

$$W = \rho_B \cdot N_t \cdot \pi/4 \cdot (ID_t)^2 \cdot (1-\epsilon) dZ$$

$$= (0,84 \text{ gr/cm}^3)(9613) \pi/4 (2,6645 \text{ cm})^2 (1-0,4)(743,40 \text{ cm})$$

$$= 20.085,57 \text{ kg}$$

q. Menghitung waktu tinggal

$$\text{Waktu tinggal } (\tau) = V_t / V_g$$

$$= \frac{743,40 \text{ cm} \cdot \pi / 4 \cdot (2,6645 \text{ cm})^2 \cdot 9619}{36.236.338,41 \text{ cm}^3/\text{det}} = 1,15 \text{ det}$$

r. Menghitung tebal shell

Direncanakan shell dibuat dari alloy steel SA 204 grade A dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{Tekanan yang diijinkan (f)} = 16250$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,8 \text{ (double wetted joint)}$$

$$\text{Faktor korosi (c)} = 0,125$$

$$ID_s = 202,22 \text{ in}$$

$$R_i = ID_s/2 = 101,11 \text{ in}$$

Tekanan operasi	= 1,3 atm = 19,11 psi
Faktor keamanan	= 10 %
Tekanan rancangan	= 110 % P
	= 110 % (19,11 psi)
	= 21,02 psi

Untuk menghitung tebal shell digunakan persamaan 13-1 *Brownell &*

Young :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P.R_i}{f.E - 0,6P} + 0,125 \\
 &= \frac{(21,02)(101,11)}{(16250)(0,8) - 0,6(21,02)} + 0,125 \\
 &= 0,289 \text{ in}
 \end{aligned}$$

untuk perancangan digunakan tebal shell standar 5/16 in

s. Menghitung tinggi dan volume reaktor

↓ Menghitung tebal head (th)

Direncanakan bentuk head adalah elliptical dished head dengan bahan yang sama dengan bahan shell. Persamaan yang dipakai untuk menghitung tebal head adalah persamaan 13-10 *Brownell & Young* :

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{0,885P.R_i}{f.E - 0,1P} + 0,125 \\
 &= \frac{(0,885)(21,02)(101,11)}{(16250)(0,8) - 0,1(21,02)} + 0,125 = 0,270 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk perancangan digunakan tebal head standar 5/16 in

↓ Menghitung tinggi head (Hh)

$$IDs = 202,22 \text{ in}$$

$$Ods = IDs + 2 \text{ ts}$$

$$= 202,22 + 2 (5/16)$$

$$= 202,29 \text{ in}$$

Untuk perancangan digunakan OD shell standar 204 in

Dari tabel 5.7 *Brownell & Young*, hal. 90 untuk ODs = 204 in, ts = 5/16 in diperoleh :

$$icr = 12 \frac{5}{8} \text{ dan } r = 170$$

Direncanakan head dipasang dengan flange dan dish, maka persamaan yang berlaku dari *Brownell & Young*, hal. 87 :

$$a = IDs/2$$

$$= 202,22 / 2$$

$$= 101,11 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 101,11 - 12 \frac{5}{8}$$

$$= 88,49 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 170 - 12 \frac{5}{8}$$

$$= 157,38 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

$$= (157,38^2 - 88,49^2)^{1/2}$$

$$= 130,15 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= 170 - 130,15 \\
 &= 39,85 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6, *Brownell & Young*, hal 88 dengan $t_h = 5/16 \text{ in}$, maka diperoleh harga $s_f = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2} \text{ in}$.

Untuk perancangan diambil $s_f = 2 \frac{1}{2} \text{ in}$

Maka tinggi head adalah :

$$\begin{aligned}
 H_h &= t_h + b + s_f \\
 &= (5/16 + 39,85 + 2 \frac{1}{2}) \text{ in} \\
 &= 42,66 \text{ in} \\
 &= 3,56 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

t. Menghitung tinggi reaktor (H_R)

Tinggi reaktor = panjang tube + 2 tinggi head

$$\begin{aligned}
 H_R &= L + 2H_h \\
 &= 743,40 \text{ cm} + 2(42,66 \text{ in})(2,54 \text{ cm/in}) \\
 &= 960,11 \text{ cm} = 9,60 \text{ m}
 \end{aligned}$$

u. Menghitung volume reaktor (V_R)

Volume reaktor = volume shell + 2 volume head

$$= \pi/4 (ID_s)^2 L + 2V_h$$

Volume shell = $\pi/4 (ID_s)^2 L$

$$= \pi/4 (16,85 \text{ ft})^2 (24,40 \text{ ft})$$

$$= 5438,25 \text{ ft}^3$$

Untuk head dengan bentuk torispherical dished head maka $V_h = 0,000049$

ID_s^3 .

$$\begin{aligned} V_h &= 0,000049 (202,22 \text{ in})^3 \\ &= 405,20 \text{ in}^3 \cdot \left(\frac{1 \text{ ft}^3}{12^3 \text{ in}^3} \right) \\ &= 0,23 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= \text{volume shell} + 2 \cdot \text{volume head} \\ &= 5438,25 \text{ ft}^3 + 0,46 \text{ ft}^3 \\ &= 5438,71,4384 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

RESUME

Nama alat : reaktor

Kode : R-01

Fungsi : tempat berlangsungnya reaksi antara oxylenc dan udara menjadi phthalic anhydride

Tipe : fixed bed multitube

Bahan konstruksi

- Tube : baja komersial ASA Standar B.36.10
- Shell : stainless steel SA-204 Grade A

Jumlah tube : 9272buah

Kondisi operasi : non isothermal - non adiabatik

Temperatur : 350 °C

Tekanan : 2 atm

Fase reaksi : reaktan gas dengan katalis padat